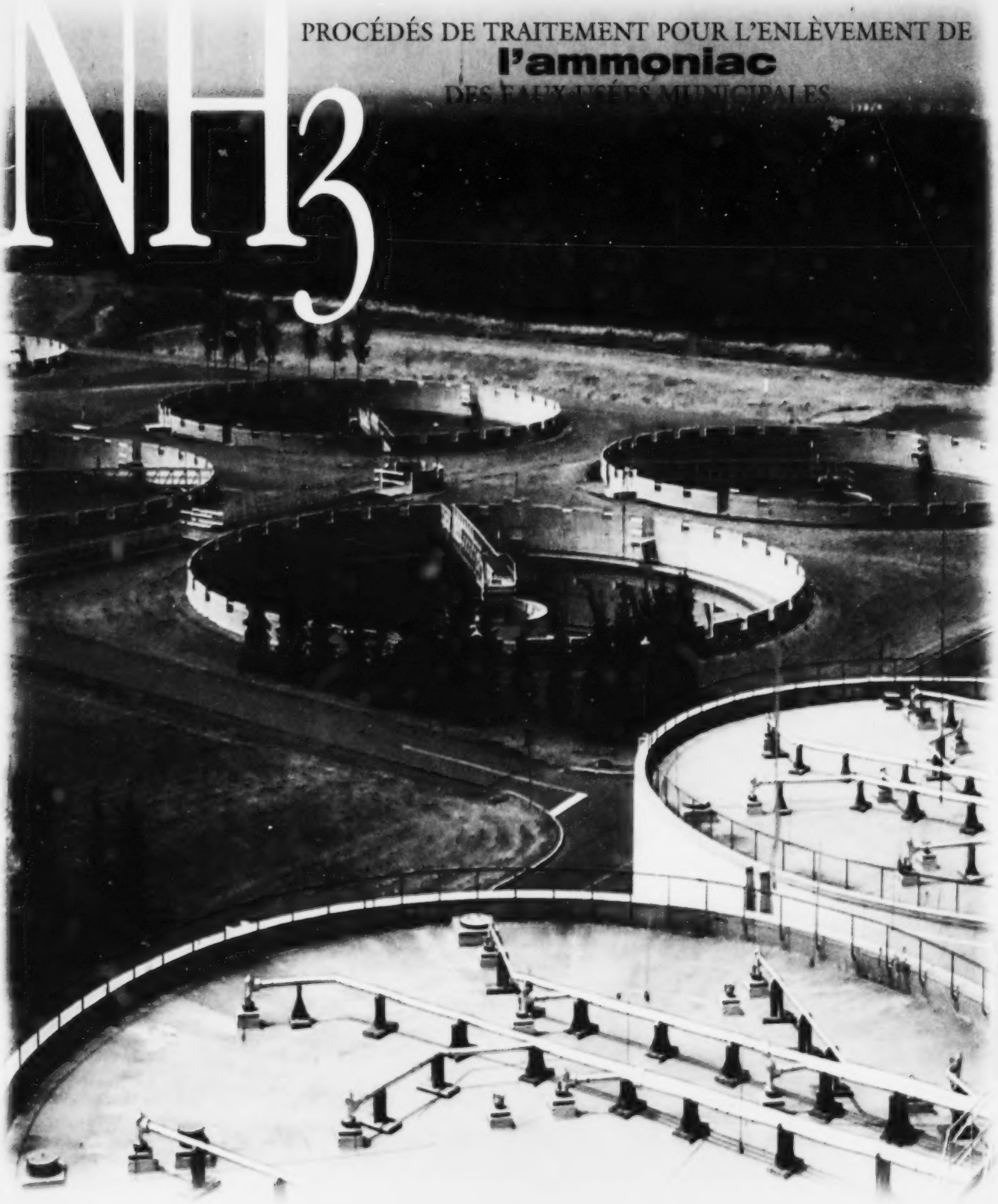
Environnement Canada Environment Canada

NH_3

PROCÉDÉS DE TRAITEMENT POUR L'ENLÈVEMENT DE **l'ammoniac** DES EAUX USÉES MUNICIPALES



Canada

Données de catalogage avant publication de la Bibliothèque nationale du Canada

Vedette principale au titre :

Procédés de traitement pour l'enlèvement de l'ammoniac des eaux usées municipales

Publ. aussi en anglais sous le titre : *Treatment processes for the removal of ammonia from municipal wastewater.*
ISBN 0-662-88410-8
N° de cat. En40-880/2003F

1. Eaux usées – Épuration – Dénitrification.
2. Eaux usées – Épuration – Guides, manuels, etc.
3. Eaux usées – Stations de traitement – Amélioration.
4. Ammoniac.
I. Hydromantis Inc.
II. AXOR Experts-Conseils Inc.
III. Canada. Environnement Canada.

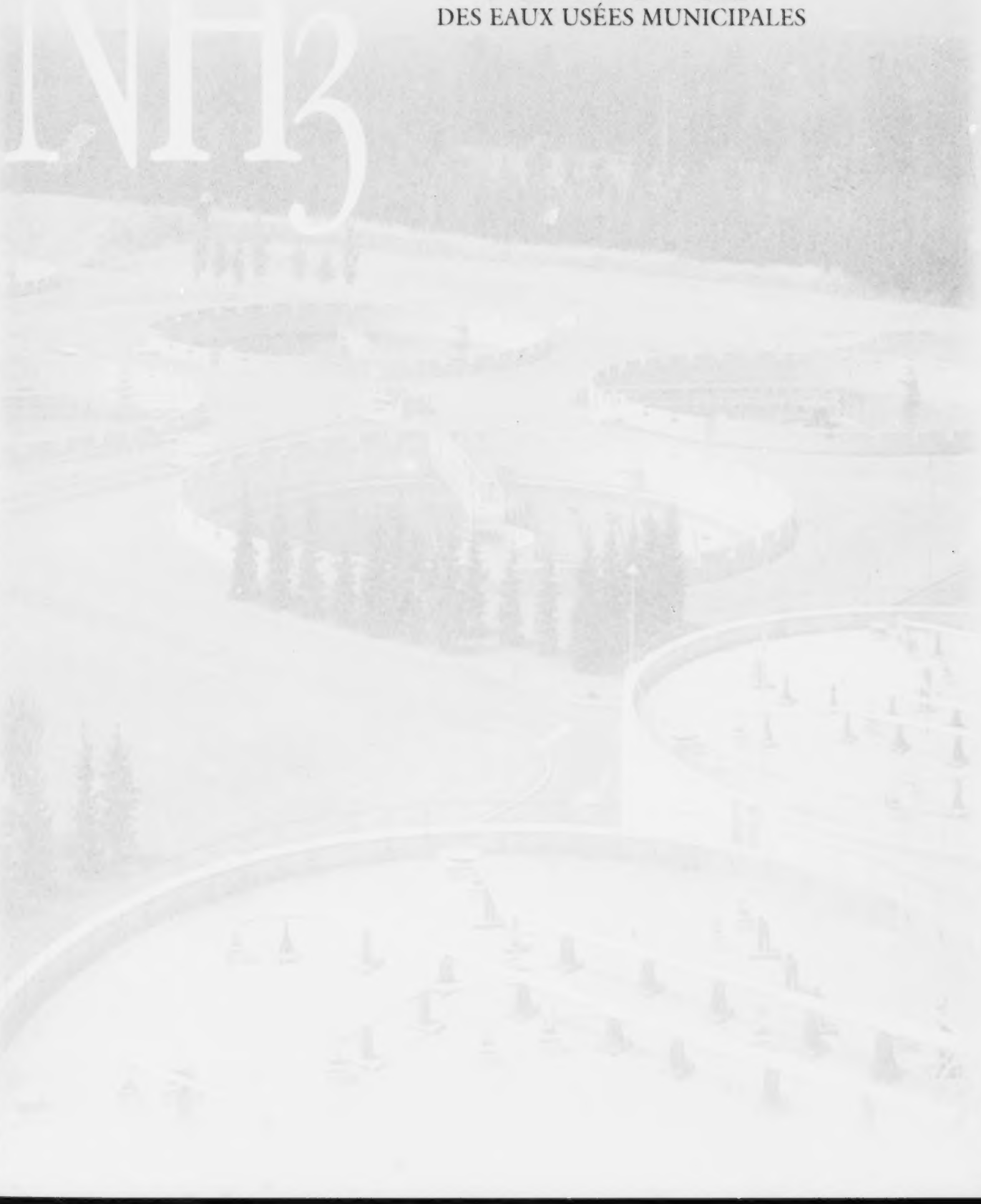
TD758.5A66N57 2003 628.3'57 C2003-980068-7

De plus amples renseignements peuvent être obtenus du site Web d'Environnement Canada à **www.ec.gc.ca** ou de l'Informathèque au **1 800 668-6767**.

© Sa Majesté la Reine du chef du Canada (Environnement Canada) 2003

103-05672/

PROCÉDÉS DE TRAITEMENT POUR L'ENLÈVEMENT DE **l'ammoniac** DES EAUX USÉES MUNICIPALES



Avertissement

Ce rapport a été préparé pour le compte d'Environnement Canada. Les opinions et les idées qui y sont présentées sont celles des auteurs et ne reflètent pas nécessairement les politiques et les vues d'Environnement Canada; de plus, la mention de fournisseurs, de marques de commerce ou de produits commerciaux ne doit pas être perçue comme une marque d'appui ou une recommandation en faveur desdits produits ou fournisseurs.

Les estimations sur l'ordre de grandeur des coûts, de même que les dimensions proposées pour les procédés de remplacement examinés en regard des applications générales décrites dans ce rapport, ne sont fournis qu'à titre indicatif et ne visent pas à s'appliquer à un endroit particulier où l'on envisagerait la construction d'une nouvelle station d'épuration ou l'amélioration d'une station déjà existante.

Remerciements

Auteurs

Hydromantis, Inc.

- André Schnell, ing.
- Joe Stephenson, ing.

AXOR Experts-Conseils Inc.

- Gino Bélanger, ing.
- Marc-André Desjardins, ing.

École polytechnique de Montréal

- Yves Comeau

Comité directeur technique

Les auteurs remercient les membres suivants du comité d'orientation technique, pour leur appui et leurs conseils durant la préparation de ce manuel :

- Peter Seto, Environnement Canada
- Jim Haskill, Environnement Canada
- R. (Mano) Manoharan, ministère de l'Environnement de l'Ontario
- Tony Van Rossum, Ville de London
- Yarlene Macabuag, Agence ontarienne des eaux
- Brent Zehr, Agence ontarienne des eaux

Sources d'information

Les auteurs aimeraient aussi remercier divers intervenants du milieu qu'ils ont consultés en vue d'obtenir de plus amples renseignements :

- représentants des administrations fédérale, provinciales et municipales, ainsi que le personnel technique de certaines stations d'épuration municipales, et
- divers fournisseurs et fabricants, au sujet du fonctionnement et des coûts de procédés brevetés (le nom des fournisseurs est indiqué à l'annexe A).

Financement

Ce projet a été financé par Environnement Canada.

Table des matières

Liste des acronymes et des abréviations xiii

Sommaire xvii

Chapitre 1 Introduction 1

1.1 Contexte 1
1.2 But 1
1.3 Portée du manuel 2
1.4 Démarche 3
1.5 Procédés et scénarios d'élimination de l'ammoniac 4
1.5.1 *Stations générales d'épuration des eaux usées et scénarios y afférents* 4
1.5.2 *Coûts des procédés d'élimination de l'ammoniac* 5

Chapitre 2 L'azote dans l'environnement 7

2.1 Cycle de l'azote 7
2.2 Sources d'azote 9
2.2.1 *Sources naturelles* 11
2.2.2 *Sources anthropiques* 11
2.3 Effets de l'azote dans les rejets d'eaux usées municipales 12
2.3.1 *Toxicité de l'ammoniac* 12
2.3.2 *Eutrophisation* 14
2.3.3 *Réduction de la teneur en oxygène dissous* 14
2.3.4 *Santé publique* 15

Chapitre 3 Le traitement des eaux usées municipales au Canada 17

3.1 Contexte 17
3.1.1 *Sources d'eaux usées municipales* 17
3.1.2 *Caractéristiques des eaux usées municipales* 17
3.1.3 *Eaux usées municipales traitées* 19
3.2 Stations d'épuration des eaux usées municipales 20
3.2.1 *Installations d'épuration au Canada* 20
3.2.2 *Capacités de traitement et considérations connexes* 25

Chapitre 4 Principes fondamentaux des procédés de nitrification et de dénitrification pour l'élimination de l'azote 29

4.1 Chimie de l'azote 29
4.2 Le cycle de l'azote dans le traitement des eaux usées 29
4.2.1 *Hydrolyse* 29
4.2.2 *Synthèse* 29
4.2.3 *Nitrification* 29
4.2.3.1 Stœchiométrie 31
4.2.3.2 Cinétique 31
4.2.3.2.1 Effets d'inhibition 32
4.2.4 *Dénitrification* 33
4.2.4.1 Stœchiométrie 34
4.2.4.2 Cinétique 34
4.2.5 *Autres procédés* 35
4.2.5.1 Synthèse par les végétaux et les algues à partir des nitrates 35
4.2.5.2 Fixation de l'azote 35
4.2.5.3 Chloration 35

Chapitre 5 Procédés d'élimination de l'ammoniac 37

5.1 Procédés biologiques d'élimination de l'ammoniac 39
5.1.1 *Description générale des mécanismes d'élimination* 39
5.1.2 *Configurations des procédés de nitrification et critères de conception* 40
5.1.3 *Procédés de nitrification à biomasse en suspension* 43
5.1.3.1 Procédés aux boues activées 45
5.1.3.1.1 Procédés classiques aux boues activées 45
5.1.3.1.2 Chenal d'oxydation 47
5.1.3.1.3 Réacteur séquentiel discontinu 48
5.1.3.1.4 Bioréacteur à membrane 48
5.1.3.2 Procédés en étangs aérés 50
5.1.3.2.1 Étangs aérés 51
5.1.3.2.2 Étangs aérés facultatifs 51
5.1.4 *Procédés de nitrification à biomasse fixe* 52
5.1.4.1 Lit bactérien 52
5.1.4.2 Contacteur biologique rotatif 53
5.1.4.3 Réacteur aérobie à lit fixe immergé 56
5.1.4.3.1 Procédé Biofor 58
5.1.4.3.2 Procédé Biostyr 59
5.1.4.4 Réacteur aérobie à lit mobile immergé 61
5.1.4.4.1 Réacteur à lit fluidisé 61
5.1.4.4.2 Réacteur à biofilm sur lit circulant 63
5.1.4.5 Filtre à sable à recirculation 65
5.1.4.6 Filtre à sable intermittent 67
5.1.4.7 Marais artificiels 68
5.1.5 *Procédés de nitrification mixtes combinant biomasse fixe et en suspension* 72
5.1.5.1 Procédés biologiques doubles 72
5.1.5.2 Procédés biologiques hybrides 72
5.1.6 *Autres procédés biologiques d'élimination de l'ammoniac* 74
5.1.6.1 Étangs facultatifs 74
5.2 Procédés physico-chimiques d'élimination de l'ammoniac 75
5.2.1 *Chloration au point critique* 75
5.2.2 *Échange d'ions* 76
5.2.3 *Extraction à l'air* 76
5.2.4 *Osmose inverse* 76
5.3 Méthodes améliorées d'élimination des nutriments 77
5.3.1 *Dénitrification biologique* 77
5.3.1.1 Avantages de la dénitrification 77
5.3.1.2 Configuration du procédé de dénitrification 78
5.3.1.2.1 Configurations du procédé de pré-dénitrification 79
5.3.1.2.2 Post-dénitrification et pré-dénitrification/post-dénitrification combinées 82
5.3.2 *Élimination du phosphore* 82
5.3.2.1 Élimination biologique améliorée du phosphore 82
5.3.2.2 Élimination chimique du phosphore 85
5.4 Technologies novatrices d'élimination de l'ammoniac 86
5.4.1 *Procédés biologiques* 87
5.4.1.1 Nitrification-dénitrification partielle — Procédé Sharon 87
5.4.1.2 Procédé Babe 87
5.4.1.3 Procédé Dephanox 88
5.4.1.4 Réacteur Circox à biofilm et air-lift 88
5.4.2 *Procédés physico-chimiques* 89
5.5 Coûts préliminaires des procédés de nitrification de rechange 90
5.5.1 *Sources d'information sur les coûts* 92

5.5.2 *Coûts des nouveaux procédés de nitrification* 93
5.5.2.1 Coûts des marais artificiels utilisés pour le post-traitement d'un effluent traité en étang 99
5.5.3 *Coûts des améliorations en vue de l'élimination de l'azote total* 102

Chapitre 6 Sélection des procédés et des améliorations 105

6.1 Aperçu des procédés et des améliorations possibles 105
6.1.1 *Procédés de rechange* 105
6.1.2 *Améliorations des installations* 106
6.1.2.1 Améliorations novatrices 107
6.1.3 *Améliorations requises et options pour les STEP existantes* 108
6.1.3.1 Amélioration des stations de traitement primaire 109
6.1.3.2 Amélioration des stations de traitement secondaire en étang 109
6.1.3.2.1 Ajout d'un procédé de nitrification de post-traitement 110
6.1.3.2.2 Installation d'un procédé de nitrification amont 112
6.1.3.2.3 Modernisation des étangs 113
6.1.3.2.4 Ajout d'un procédé physico-chimique de post-traitement 114
6.1.3.3 Amélioration des stations de traitement mécanique secondaire à charge élevée 114
6.2 Sélection préliminaire des mesures d'amélioration 115
6.2.1 *Améliorations visant à accroître l'élimination de l'ammoniac* 116
6.2.1.1 Exemple illustrant l'application des deux matrices 117
6.2.1.1.1 Nouvelle installation 118
6.2.1.1.2 Optimisation 118
6.2.1.1.3 Modernisation 121
6.2.2 *Facteurs et autres aspects à considérer* 121
6.2.2.1 Facteurs propres au procédé 121
6.2.2.2 Facteurs propres au site 128
6.3 Sélection finale des améliorations 131
6.3.1 *Étapes d'un projet majeur d'amélioration d'une station d'épuration* 131
6.3.2 *Techniques pour faciliter le choix des options et des procédés d'amélioration* 132
6.3.2.1 Vérification des procédés 132
6.3.2.1.1 Techniques de vérification des procédés 133
6.3.2.1.2 Surveillance en ligne 133
6.3.2.1.3 Analyses hydrauliques 134
6.3.2.1.4 Essai sous contrainte 134
6.3.2.1.5 Mesures du transfert d'oxygène 135
6.3.2.1.6 Exemple de la vérification et de l'évaluation des procédés dans une STEP 136
6.3.2.1.7 Sources d'information 136
6.3.2.2 Essais préliminaires et études en usine-pilote 137
6.3.2.2.1 Caractérisation des eaux usées 137
6.3.2.2.2 Essais de traitabilité et d'activité biologique 137
6.3.2.2.3 Essais en usine-pilote 138
6.3.2.2.4 Étapes du programme d'essais en usine-pilote 140
6.3.2.2.5 Exemples d'essais en usine-pilote 140
6.3.3 *Choix de l'ingénieur-conseil* 141
6.3.3.1 Demande de propositions 142
6.3.3.2 Examen des propositions, entrevues et sélection 143

Chapitre 7 Optimisation, diagnostic de pannes et formation des opérateurs 145

7.1 Optimisation 145
7.1.1 *Contexte* 145
7.1.2 *Démarche* 146
7.1.3 *Étapes de l'amélioration des stations par l'optimisation* 146
7.1.4 *Programme correctif intégré* 147
7.1.5 *Mesures d'optimisation* 150
7.1.5.1 Contrôle amélioré des procédés 150
7.1.5.2 Fonctionnement et entretien 151
7.1.5.3 Instrumentation et contrôle 152
7.2 Diagnostic de pannes 152
7.2.1 *Procédés à biomasse en suspension* 153
7.2.1.1 Caractéristiques des boues 153
7.2.1.2 Boues flottantes 154
7.2.1.3 Soutirage des boues 154
7.2.2 *Procédés à biomasse fixe* 154
7.2.2.1 Lit bactérien 155
7.2.2.1.1 Engorgement et croissance excessive du biofilm 155
7.2.2.1.2 Détachement de la biomasse et teneur élevée de l'effluent en matières en suspension 155
7.2.2.1.3 Organismes indésirables 155
7.2.2.1.4 Applications en régions froides 155
7.2.2.2 Contacteurs biologiques rotatifs 155
7.2.2.2.1 Surcharge 155
7.2.2.2.2 Croissance excessive du biofilm 156
7.2.3 *Procédés de nitrification* 156
7.2.3.1 Effets de la température 156
7.2.3.2 Effets de l'apport d'effluents industriels 156
7.2.3.3 Inhibition de la nitrification et fuite d'ammoniac 157
7.2.3.3.1 Toxicité microbienne 157
7.2.3.3.2 Fuite d'ammoniac 157
7.2.3.4 Procédés à biomasse en suspension 158
7.2.3.4.1 Besoins en oxygène 158
7.2.3.4.2 Foisonnement des boues 158
7.2.3.5 Procédés à biomasse fixe 158
7.2.3.5.1 Restrictions dues au transfert d'oxygène et à l'azote ammoniacal disponible 158
7.2.3.5.2 Contrôle du biofilm 159
7.2.3.6 Autres considérations 159
7.3 Formation de l'opérateur 160
7.3.1 *Programme correctif intégré* 161

Chapitre 8 Outils perfectionnés de gestion pour contrôler l'élimination de l'ammoniac 163

8.1 Modèle et logiciel de gestion 163
8.1.1 *Pourquoi utiliser des modèles* 163
8.1.2 *Modèles* 163
8.1.3 *Progiciels offerts dans le commerce* 165
8.1.4 *Mise au point de modèles et données à l'appui* 166
8.1.5 *Avantages de la modélisation et de la simulation* 168
8.1.6 *Système de contrôle perfectionné basé sur modèle* 168

8.2 Paramètres de contrôle des procédés 169
8.2.1 *Surveillance des stations d'épuration* 170
8.2.2 *Paramètres de contrôle et stratégies connexes* 171
8.2.2.1 Température 171
8.2.2.2 pH 171
8.2.2.3 Alcalinité 172
8.2.2.4 Oxygène dissous 172
8.2.2.5 Azote ammoniacal 173
8.2.2.6 Taux de consommation d'oxygène 174
8.2.2.7 Potentiel d'oxydo-réduction 176

Chapitre 9 Études de cas 179

9.1 Études de cas examinées 179
9.1.1 *Étude de cas exhaustive n° 1 : Évaluation et optimisation de la STEP de Little River* 179
9.1.1.1 Contexte 179
9.1.1.2 Description de l'installation 179
9.1.1.3 Conclusions de la vérification des procédés 180
9.1.1.3.1 Évaluation de la station n° 1 181
9.1.1.3.2 Évaluation de la station n° 2 182
9.1.1.4 Estimation des économies réalisées 182
9.1.1.5 Sommaire 183
9.1.2 *Étude de cas exhaustive n° 2 : STEP de Saint-Nicolas (Québec)* 183
9.1.2.1 Contexte 183
9.1.2.2 Options de traitement 184
9.1.2.3 Description de l'installation 187
9.1.2.4 Optimisation des procédés 189
9.1.2.5 Coûts estimatifs 189
9.1.3 *Études de cas résumées* 189
9.2 Études de cas publiées 189

Bibliographie 198

Annexe A (Complément d'information sur les procédés d'élimination de l'ammoniac) **209**

Annexe B (Sommaire des substances inhibitrices) **262**

Annexe C (Glossaire) **266**

Annexe D (Facteurs de conversion) **279**

Liste des tableaux

Tableau 2.1 Principaux composés azotés présents dans l'environnement 7

Tableau 3.1 Aperçu des stations d'épuration canadiennes 22

Tableau 4.1 Stœchiométrie des réactions 32

Tableau 5.1 Phases successives du traitement en réacteur discontinu 48

Tableau 5.2 Caractéristiques générales de l'influent des STEP servant à déterminer les dimensions et les coûts de nouveaux procédés de nitrification 92

Tableau 5.3 Coûts des techniques d'élimination de l'ammoniac (information obtenue des fournisseurs) 95

Tableau 5.4 Coûts des techniques d'élimination de l'ammoniac (basés sur les équations/courbes de coûts) 97

Tableau 5.5 Coûts des techniques d'élimination de l'ammoniac (d'après le logiciel CapdetWorks™) 98

Tableau 5.6 Coûts d'immobilisation et de F&E des marais artificiels (écoulement en surface et lit végétal immergé) 101

Tableau 5.7 Caractéristiques générales d'une STEP pour l'évaluation des améliorations potentielles 101

Tableau 5.8 Coûts d'immobilisation de divers procédés de modernisation applicables à une STEP générale 103

Tableau 6.1 Mesures visant à améliorer l'élimination de l'ammoniac des eaux usées municipales — Matrice 1 119

Tableau 6.2 Améliorations possibles pour accroître l'élimination de l'ammoniac, selon divers scénarios de traitement — Matrice 2 120

Tableau 8.1 Principaux logiciels de modélisation et de simulation applicables aux STEP 166

Tableau 8.2 Paramètres de traitement et débits habituellement mesurés dans la chaîne liquide d'une STEP 170

Tableau 8.3 Potentiel d'oxydo-réduction et élimination des composés carbonés et azotés 177

Tableau 9.1 Caractéristiques de l'influent et normes de rejet à la STEP de Saint-Nicolas 184

Tableau 9.2 Durée des phases du cycle à la STEP de Saint-Nicolas 188

Tableau 9.3 Résumé d'études de cas examinées sur l'élimination de l'ammoniac dans certaines STEP 190

Tableau 9.4 Résumé d'études de cas publiées sur l'élimination de l'ammoniac dans certaines STEP 194

Liste des figures

Figure 2.1 Transformation biologique de l'azote 8

Figure 2.2 Cycle de l'azote dans les eaux de surface 10

Figure 2.3 Effets de la température et du pH sur l'ammoniac non ionisé 13

Figure 3.1 Stations de traitement primaire et secondaire 23

Figure 3.2 Traitement secondaire — Étangs facultatifs classiques et procédés mécaniques à charge faible et élevée 24

Figure 3.3 Traitement secondaire — Étangs facultatifs classiques et procédés mécaniques à charge faible et élevée 24

Figure 4.1 Voies métaboliques de l'azote, importantes dans le traitement des eaux usées 30

Figure 4.2 Formes d'azote importantes dans le traitement des eaux usées 30

Figure 4.3 Inhibition de *Nitrosomonas* et de *Nitrobacter* par l'ammoniac libre et l'acide nitreux 33

Figure 5.1 Voies du métabolisme et de l'élimination de l'azote dans les systèmes de nitrification 40

Figure 5.2 Configurations des procédés de traitement classiques par les boues activées 44

Figure 5.3 Schéma d'un chenal d'oxydation type 47

Figure 5.4 Schéma d'un cycle de traitement dans un RSD type 49

Figure 5.5 Schéma d'un procédé de traitement par bioréacteur à membranes immergées 51

Figure 5.6 Configurations de l'écoulement dans un procédé sur lits bactériens en une et deux étapes 54

Figure 5.7 Schéma d'un contacteur biologique rotatif monophasique 55

Figure 5.8 Coupe d'un contacteur biologique rotatif 56

Figure 5.9 Coupe d'un contacteur biologique immergé 57

Figure 5.10 Réacteur Biofor à flux ascendant 59

Figure 5.11 Réacteur Biostyr à flux ascendant 60

Figure 5.12 Réacteur à lit fluidisé Biolift 63

Figure 5.13 Réacteur à biofilm sur lit circulant Kaldnes, avec brassage du milieu léger 64

Figure 5.14 RBLC Kaldnes en une étape permettant la dégradation du carbone organique et la nitrification 65

Figure 5.15 Filtre à sable à recirculation 66

Figure 5.16 Filtre à sable intermittent 68

Figure 5.17 Marais artificiel à écoulement en surface 70

Figure 5.18 Lit végétal immergé 71

Figure 5.19 Schéma du procédé Ludzack-Ettinger modifié 81

Figure 5.20 Schéma du procédé A²/O 81

Figure 5.21 Schéma du procédé Johannesburg 84

Figure 5.22 Schéma du procédé Phoredox à forte charge....84
Figure 5.23 Schéma du procédé de l'University of Cape Town....86
Figure 5.24 Schéma du procédé modifié de l'University of Cape Town....86
Figure 5.25 Procédé Babe de bioaugmentation de bactéries nitrifiantes dans un réacteur secondaire....88
Figure 5.26 Procédé Dephanox pour l'élimination biologique de l'azote et du phosphore....89
Figure 5.27 Schéma du réacteur Circox à air-lift et biofilm avec zones anoxique et aérobie intégrées....90
Figure 5.28 Courbe du coût de construction total de la chaîne liquide d'une STEP utilisant un procédé de nitrification aux boues activées, d'après les estimations établies à l'aide du logiciel CapdetWorks™....100
Figure 5.29 Courbe du coût annuel total de F&E de la chaîne liquide d'une STEP utilisant un procédé de nitrification aux boues activées, d'après les estimations établies à partir du logiciel CapdetWorks™....100
Figure 6.1 Schéma du procédé Sutton....113
Figure 6.2 Diagramme des tâches pour la gestion d'un programme de vérification et d'optimisation des procédés d'une STEP....135
Figure 7.1 Étapes des projets axés sur l'augmentation du régime nominal, l'élimination des goulets d'étranglement et l'optimisation....148
Figure 9.1 Schéma de la STEP de Little River....180
Figure 9.2 Schéma de la STEP de Saint-Nicolas....186

Liste des acronymes et des abréviations

A^2/O	anaérobie/anoxique/oxique
Ag	argent
AgCl	chlorure d'argent
AIQE	Association internationale pour la qualité de l'eau
AIRPEM	Association internationale pour la recherche sur la pollution des eaux et sa maîtrise
APHA	*American Public Health Association*
AQ/CQ	assurance de la qualité/contrôle de la qualité
ASCE	*American Society of Civil Engineers*
ASM	*Activated Sludge Model* (modèle des boues activées)
AWWA	*American Water Works Association*
BRM	bioréacteur à membrane
°C	degré Celsius
$C_5H_7NO_2$	composition type de la biomasse des boues activées
$Ca(OH)_2$	chaux hydratée
$CaCO_3$	alcalinité (exprimé en équivalents-carbonate de calcium)
CaO	chaux vive
CASS	*Cyclic Activated Sludge System* (système cyclique aux boues activées)
CBI	contacteur biologique immergé
CBR	contacteur biologique rotatif
CCP	*Composite Correction Program* (programme correctif intégré)
cfm	pieds cubes par minute
CH_3OH	méthanol
Cl-	ion chlorure
Cl_2	chlore
CL_{50}	concentration létale médiane
cm^3	centimètre cube
CO_2	dioxyde de carbone
CTEU	Centre technique des eaux usées
Cu	coefficient d'uniformité
DBO	demande biochimique en oxygène
DBO_5	demande biochimique en oxygène sur 5 jours
DBOc	demande biochimique en oxygène des composés carbonés
$DBOc_5$	demande biochimique en oxygène des composés carbonés sur 5 jours
DCO	demande chimique en oxygène
DOn	demande en oxygène des composés azotés
EBAP	élimination biologique améliorée du phosphore
Eh	potentiel d'oxydo-réduction
EPA	*Environmental Protection Agency* (États-Unis)
°F	degré Fahrenheit
F&E	fonctionnement et entretien

FBA	filtre biologique aéré
h	heure
H^+	acide libre
H_2CO_3	acide carbonique
H_2O	eau
HCO_3^-	bicarbonate
HNO_2	acide nitreux
I&C	instrumentation et contrôle
IFAS	procédé aux boues activées à biomasse intégrée
j	jour
kg	kilogramme
kW	kilowatt
kWh	kilowattheure
L	litre
lb	livre
M $	million de dollars
m	mètre
m^2	mètre carré
m^3	mètre cube
MEO	ministère de l'Environnement de l'Ontario
meq	milliéquivalent
MESLM	matières en suspension dans la liqueur mixte
mg	milligramme
MIGD	million de gallons impériaux par jour
mL	millilitre
ML	million de litres
MLJ	million de litres par jour
mm	millimètre
moy.	moyenne
mV	milliVolt
MVS	matières volatiles en suspension
MVSLM	matières volatiles en suspension dans la liqueur mixte
N	azote
N_2	azote moléculaire gazeux
N_2O	oxyde nitreux
Na_2CO_3	cendre de soude
NaOH	soude caustique
NH_3	ammoniac non ionisé
NH_4^+	ammoniac ionisé ou ammonium
$N\text{-}NH_3$ total	azote ammoniacal total (somme de $N\text{-}NH_3$ et $N\text{-}NH_4^+$)
$N\text{-}NH_3$	azote de l'ammoniac non ionisé
$N\text{-}NH_4^+$	azote ammoniacal
$N\text{-}NO_3^-$	azote des nitrates

NO_2-	nitrite
NO_3-	nitrate
N-org	composés azotés organiques
NTK	azote total Kjeldahl
O_2	oxygène
OD	oxygène dissous
P	phosphore
pi^2	pied carré
Q	influent
R.-U.	Royaume-Uni
RBLC	réacteur à biofilm sur lit circulant
RSD	réacteur séquentiel discontinu
s	seconde
S.O.	sans objet
SCADA	*Supervisory Control and Data Acquisition* (système d'acquisition et de contrôle des données)
SK	*Spülkraft* – coefficient d'intensité de dosage du lit bactérien
STAR	*Superior Tuning and Reporting* (logiciel)
STEP	station d'épuration municipale
T_b	temps de rétention des boues (ou âge des boues)
TRH	temps de rétention hydraulique
TSS	total des solides en suspension
USEPA	*U.S. Environmental Protection Agency*
VPISU	*Virginia Polytechnic Institute and State University*
WEF	*Water Environment Federation*
WERF	*Water Environment Research Foundation*
WTI	*Water Technology International Corporation*

Sommaire

Sommaire

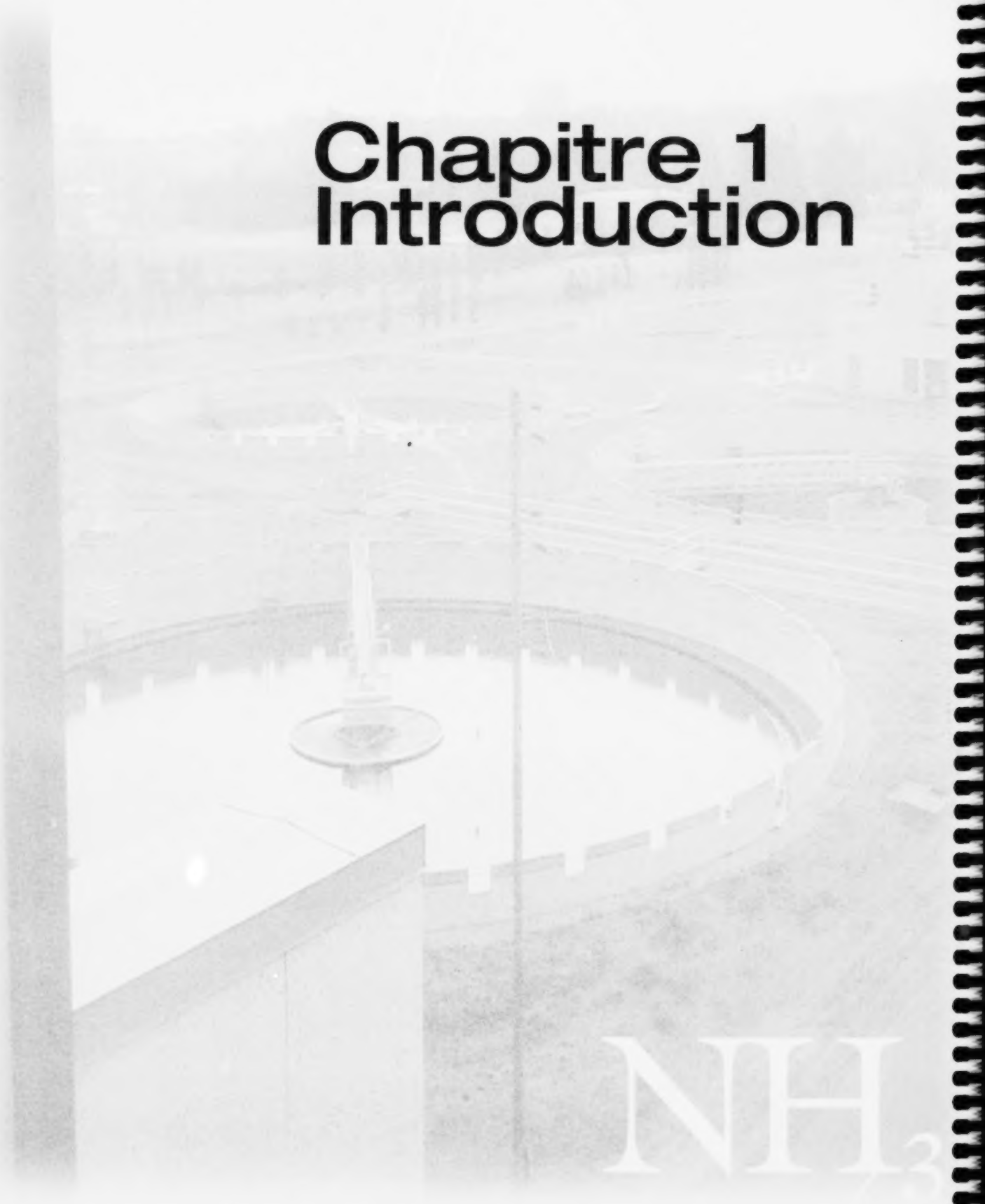
Ce manuel propose diverses techniques pour définir et évaluer les options technologiques qui pourraient être mises en place dans les stations municipales d'épuration des eaux usées (STEP), en vue d'éliminer l'azote ammoniacal total (lequel correspond à la somme de l'azote ammoniacal non ionisé et ionisé) des eaux usées. Ce rapport se veut un guide d'information et un outil d'aide à la décision destinés aux ingénieurs municipaux, aux gestionnaires et au personnel technique principal des STEP. On y discute de l'évaluation des exigences de traitement propres à chaque station et des moyens de déterminer les améliorations à privilégier. L'information présentée porte sur des applications visant à améliorer des STEP existantes par l'optimisation des procédés, la rénovation ou l'agrandissement des installations ou la mise en place de nouveaux procédés dans des installations entièrement nouvelles, modernisées ou agrandies.

Ce manuel décrit en détail un large éventail de procédés d'élimination de l'ammoniac, en insistant plus particulièrement sur les procédés biologiques de nitrification disponibles, parmi lesquels figurent des systèmes de traitement par les boues activées pouvant aussi s'appliquer à l'élimination de l'azote total et du phosphore. Cette description porte sur les principaux aspects techniques propres à chaque procédé, ainsi que sur la conception, le fonctionnement, les avantages, les limites et l'ordre de grandeur des coûts des différents procédés. À noter que seuls les procédés de traitement déjà éprouvés dans des conditions d'utilisation réelles ou lors d'essais-pilotes, à des endroits où les conditions climatiques se comparent à celles auxquelles sont exposées les STEP canadiennes, sont examinés ici. Aux fins de la présente analyse, une concentration mensuelle moyenne d'azote ammoniacal total, inférieure à 5 mg/L, a été retenue comme critère pour la sélection et l'évaluation des procédés.

Diverses questions sont aussi examinées, notamment la nécessité d'obtenir des données pertinentes pour la caractérisation des eaux usées et des procédés de traitement, la pertinence de procéder, ou non, à des essais de traitabilité ou des études en usine-pilote, ainsi que les techniques disponibles pour évaluer la capacité de traitement et le potentiel d'optimisation des procédés déjà en place ou déterminer si des améliorations plus importantes s'imposent. En se basant sur les facteurs et considérations propres au procédé et au site qui sont définis dans ce manuel, et à l'aide des deux matrices d'évaluation proposées, l'ingénieur municipal sera en mesure de faire une analyse préliminaire des améliorations susceptibles d'accroître l'élimination de l'azote ammoniacal total. Ces deux matrices d'évaluation définissent diverses catégories d'amélioration et les mesures précises qui y correspondent, en indiquant le niveau particulier de traitement auquel elles peuvent s'appliquer.
Les procédés pouvant convenir à des applications entièrement nouvelles sont aussi examinés. Ce manuel fournit donc des renseignements préliminaires utiles sur les solutions qui peuvent s'appliquer dans divers cas représentant des installations à faible, moyen ou grand débit dont la capacité d'élimination de l'ammoniac doit être améliorée, y compris les procédés en étangs situés en régions froides.

L'information contenue dans ce manuel fournira à l'ingénieur municipal les connaissances techniques nécessaires pour amorcer la phase préliminaire d'un projet d'amélioration d'une STEP, en le renseignant notamment sur les correctifs possibles, les critères devant guider le choix de l'ingénieur-conseil et la démarche à suivre pour assurer une collaboration efficace avec l'expert-conseil sélectionné pour déterminer et concevoir le procédé qui conviendra le mieux à la STEP. Les améliorations qui seront retenues en vue d'accroître le taux d'élimination de l'ammoniac devront toutefois être évaluées et éprouvées en regard des conditions et des objectifs de rejet propres à chaque installation, afin de favoriser le choix des mesures les plus appropriées.

Chapitre 1
Introduction



Chapitre 1
Introduction

Ce manuel se veut un guide pour aider les ingénieurs municipaux, les gestionnaires et les techniciens principaux des stations municipales d'épuration des eaux usées (STEP) à définir et à évaluer les procédés qui s'offrent en vue d'améliorer les stations existantes ou d'en mettre au point dans de nouvelles stations, dans le but ultime d'accroître l'élimination de l'azote ammoniacal total (c.-à-d. N-NH_3 total). Ce manuel de référence définit les principes fondamentaux de la nitrification et traite des procédés de remplacement disponibles, de leur conception, des conditions d'exploitation, des considérations techniques et des coûts y afférents. On y met l'accent sur les méthodes techniques permettant de faire une évaluation propre au site et de déterminer la ou les améliorations les mieux appropriées, qu'il s'agisse de l'optimisation, de la modification ou de l'élargissement des procédés existants ou de l'installation de nouveaux procédés.

1.1 Contexte

Divers procédés peuvent être utilisés pour améliorer les STEP municipales en vue d'accroître l'élimination de l'azote ammoniacal total, le principal étant la nitrification biologique. La nitrification fait référence à une vaste catégorie de procédés, laquelle englobe un certain nombre de procédés biologiques qui ont été appliqués avec succès au Canada et dans d'autres pays. Le procédé qui convient le mieux à une STEP particulière dépend de la chaîne de traitement des liquides déjà en place et de sa conception (p. ex., procédé classique par les boues activées, aération prolongée, lagunage), des caractéristiques des eaux usées brutes, des coûts d'immobilisation et d'exploitation et d'autres conditions et particularités propres au site (p. ex., climat, superficie disponible, âge et état des installations).

Aux fins du présent rapport, l'expression **azote ammoniacal total** (ou **N-NH_3 total**) désigne la somme des composés azotés sous forme non ionisée et ionisée (c.-à-d. N-NH_3 plus N-NH_4^+), tandis que le terme **ammoniac** englobe à la fois le NH_3 et le NH_4^+.

1.2 But

Conscient de la complexité de la tâche visant à déterminer les procédés et les techniques de traitement des eaux usées les plus efficaces pour éliminer l'azote ammoniacal total, Environnement Canada a financé la préparation de ce manuel à l'intention des municipalités. Grâce à cette source d'information, les ingénieurs municipaux pourront acquérir les compétences et les connaissances techniques nécessaires pour amorcer la phase préliminaire d'un projet d'amélioration d'une station d'épuration, y compris la préparation des soumissions à présenter au conseil municipal relativement aux solutions proposées, et disposeront des renseignements de base devant guider le choix des ingénieurs-conseils qui seront ensuite chargés d'élaborer les plans conceptuel, préliminaire et final. Les ingénieurs municipaux seront également en mesure de collaborer efficacement avec leurs ingénieurs-conseils, pour définir et évaluer les améliorations à privilégier, incluant l'optimisation de la STEP existante ou la sélection et la conception des procédés les mieux adaptés à leur STEP.

Ce manuel contient d'importantes données techniques, nécessaires à la détermination des solutions technologiques appropriées et à la mise en branle de la phase préliminaire d'amélioration axée sur l'élimination de l'azote ammoniacal total de l'effluent. On y traite des divers procédés éprouvés en conditions réelles d'exploitation ou lors d'essais-pilotes à grande échelle, dans des lieux où les conditions climatiques sont similaires

aux conditions d'exploitation des STEP au Canada.

Ce manuel a pour but d'aider l'ingénieur municipal à choisir les options appropriées pour éliminer davantage d'azote ammoniacal total des eaux usées municipales, soit par l'amélioration des STEP existantes par l'optimisation des procédés, la modification ou l'agrandissement des installations ou l'ajout de traitements complémentaires, soit par la construction de stations entièrement nouvelles.

1.3 Portée du manuel

Ce manuel renseigne les ingénieurs municipaux, les gestionnaires des stations et les techniciens supérieurs sur les questions fondamentales liées à l'élimination de l'ammoniac, pour leur permettre d'amorcer la phase préliminaire d'un projet d'amélioration. De plus, ce document :

- fournit une description et une évaluation des divers procédés et techniques de traitement disponibles pour éliminer l'azote ammoniacal total des eaux usées rejetées par les municipalités;
- propose un protocole d'évaluation préalable pour définir et sélectionner des procédés ou améliorations applicables à des stations de toutes dimensions, en documentant de façon détaillée les méthodes disponibles pour éliminer l'ammoniac en regard d'une série de scénarios d'exploitation;
- définit des critères d'évaluation pour choisir l'expert-conseil le mieux qualifié en vue de la réalisation du projet et de permettre aux employés municipaux de collaborer efficacement avec le ou les experts-conseils chargés du choix et de la conception des procédés appropriés;
- précise le rôle des employés municipaux et les ressources nécessaires au processus de sélection, et
- insiste sur la nécessité d'une bonne planification, par la conduite notamment d'essais-pilotes et d'essais en grandeur réelle et par l'optimisation des installations.

Ce manuel se veut une référence utile pour les ingénieurs municipaux, en leur fournissant des renseignements de base pertinents sur les différents types de STEP en exploitation au Canada et sur les technologies disponibles pour mieux contrôler le taux d'azote ammoniacal total rejeté dans les effluents.

Divers scénarios peuvent être envisagés pour l'application à grande échelle de procédés améliorés d'élimination de l'ammoniac. L'application qui conviendra le mieux dépendra de différents facteurs propres au site, lesquels devront être pris en considération et sont traités dans le présent manuel. Les procédés peuvent s'appliquer à des stations de petites, moyennes ou grandes dimensions. Cependant, les applications examinées dans le cadre de la présente étude portent sur des STEP desservant des populations de plus de 500 habitants.

Aux fins du présent manuel, une concentration mensuelle moyenne d'azote ammoniacal total dans l'effluent, inférieure à 5 mg/L, est le critère devant guider le choix et l'évaluation des procédés. Cette concentration limite devrait assurer le rejet, durant toute l'année, d'un effluent sans effet de létalité aiguë (U.S. EPA, 1993; McMaster University et WTI, 1996; NovaTec Consultants Inc., 1996). Les procédés biologiques de nitrification devraient permettre, durant l'été, d'atteindre des concentrations d'azote ammoniacal total dans l'effluent encore plus faibles, mais leur efficacité diminuera quelque peu durant les périodes hivernales, plus froides. Cependant, par l'application de ce critère relatif à la teneur en azote ammoniacal total de l'effluent

(< 5 mg/L), et d'autres mesures pour réduire la toxicité de l'ammoniac, les procédés biologiques de nitrification devraient exercer une faible demande biochimique en oxygène (DBO), ce qui aura pour effet de réduire les effets de la DBO sur la toxicité de l'effluent pour les organismes aquatiques (NovaTec Consultants Inc., 1996).

Ce manuel n'a pas pour but de fournir des renseignements détaillés sur la conception des installations, mais fait référence à d'autres sources d'information publiées qui traitent de la conception des procédés, des procédures et des facteurs à considérer. On y présente toutefois les principaux critères qui devraient guider le choix des ingénieurs-conseils chargés de la conception des procédés et on y traite des avantages et des exigences des essais en usines-pilotes.

Ce manuel présente enfin un résumé d'un certain nombre d'études de cas pertinentes qui illustrent diverses applications à grande échelle et décrivent l'expérience acquise avec différents types de procédés et de stratégies opérationnelles visant à accroître l'élimination de l'ammoniac. Cette dernière section décrit les procédés, les caractéristiques de rendement du traitement et les conditions d'exploitation, en plus d'inclure des données sur les coûts et les personnes-ressources.

En résumé, ce manuel fournit :

- un aperçu des principes fondamentaux du procédé de nitrification;
- une liste et une description détaillée des techniques d'élimination de l'ammoniac (décrites au chapitre 5 et à l'annexe A), où l'on insiste plus particulièrement sur les autres procédés biologiques de nitrification, ainsi que des renseignements sur les fournisseurs et les personnes-ressources;
- des estimations sur les coûts d'immobilisation et les coûts de fonctionnement et d'entretien (F&E) des procédés de remplacement, en regard d'applications générales définies;
- des matrices pour déterminer la catégorie d'améliorations et les mesures précises susceptibles de convenir au niveau de traitement déjà en place à un endroit donné, de manière à faciliter la prise de décisions préliminaires concernant les correctifs disponibles;
- une liste des principaux facteurs propres au site et au procédé, dont il faut tenir compte;
- un aperçu des outils ayant pour but de faciliter le choix et l'évaluation des procédés, par exemple les essais en usines-pilotes, la vérification des usines, le contrôle des procédés et les méthodes de diagnostic des défaillances;
- des études de cas pertinentes illustrant l'application à grande échelle des procédés et techniques de remplacement proposés pour l'élimination de l'ammoniac.

1.4 Démarche

La préparation de ce manuel a nécessité la collecte et la compilation de données pertinentes qui ont été obtenues de nombreuses sources, notamment de rapports et de documents techniques publiés sur les technologies de pointe pour éliminer l'azote ammoniacal total des eaux usées municipales. De plus, divers fonctionnaires provinciaux et fédéraux ont été contactés pour obtenir des données à jour sur la caractérisation des STEP en exploitation au Canada. L'expérience et les connaissances techniques directes des membres de l'équipe ont été mises à profit pour déterminer les options technologiques disponibles, les facteurs techniques à considérer et les applications et expériences à grande échelle.

Les superviseurs techniques des STEP choisies comme études de cas ont été contactés, pour obtenir des données spécifiques sur la conception de leur station, les conditions et stratégies d'exploitation et les coûts. De nombreux fournisseurs d'autres procédés d'élimination de l'ammoniac, y compris de technologies de propriété exclusive, ont aussi été contactés pour obtenir des données précises sur les dimensions et les coûts de ces technologies, ainsi que sur les expériences de fonctionnement à grande échelle.

Enfin, un comité directeur technique a été créé pour guider l'étude et assurer l'utilité du manuel. Ce comité directeur était formé de représentants techniques d'Environnement Canada, du ministère de l'Environnement de l'Ontario, de la division des Opérations et des Services de lutte contre la pollution de la ville de London (Ontario) et de l'Agence ontarienne de l'eau propre.

1.5 Procédés et scénarios d'élimination de l'ammoniac

Ce manuel décrit divers procédés et configurations de traitement pour l'élimination de l'ammoniac en y incluant, dans certains cas, des estimations de coûts. Les applications examinées portent à la fois sur des installations entièrement nouvelles et sur des procédés de traitement secondaire déjà en place, qui ont été améliorés par optimisation, modification, agrandissement et/ou ajout de traitements complémentaires. L'accent est mis sur les technologies et techniques dont l'efficacité de traitement des eaux usées municipales a été démontrée avec succès lors d'applications à grande échelle.

Les procédés de lagunage sont également examinés. Cependant, dans le cas des installations existantes à rejet continu, on note que ces procédés pourraient devoir être améliorés si l'on veut maintenir la concentration en azote ammoniacal total dans l'effluent en deçà de 5 mg/L durant toute l'année, en particulier par temps froid. Ce dernier facteur est important compte tenu du grand nombre de bassins de décantation utilisés au Canada, en particulier dans les petites municipalités situées en régions éloignées.

1.5.1 Stations générales d'épuration des eaux usées et scénarios y afférents

Deux scénarios, représentant des applications à débit faible et moyen, ont été retenus pour déterminer les procédés appropriés d'élimination de l'ammoniac et estimer les dimensions des installations requises ainsi que les coûts d'immobilisation et de F&E correspondant à l'ordre de grandeur choisi.

Les STEP sont réparties en diverses catégories, selon leur capacité de traitement hydraulique :

- très petites stations = < 0,2 million de litres par jour (MLD) (< 0,04 million de gallons impériaux par jour [MIGD]);
- petites stations = 0,2-5 MLD (0,1-1 MIGD);
- stations moyennes = 5-50 MLD (1-11 MIGD);
- grandes stations = >50 MLD (>11 MIGD).

La catégorie des très petites stations n'est pas examinée dans le présent rapport.

Afin de pouvoir comparer les dimensions et les coûts des divers procédés d'élimination de l'ammoniac, un certain nombre de conditions et de scénarios généraux de traitement ont été définis comme points de référence. Parmi les conditions de référence établies aux fins de la présente étude, mentionnons un débit moyen prévu de l'influent de 1 MLD et 25 MLD, respectivement pour les petites et moyennes

stations. Dans les deux cas, l'étude a porté soit sur de nouveaux procédés autonomes d'élimination de l'ammoniac ou sur des procédés complémentaires de post-traitement des effluents dans les étangs, pour assurer une nitrification uniforme toute l'année dans les systèmes à rejet continu.

1.5.2 Coûts des procédés d'élimination de l'ammoniac

Ce rapport présente également une estimation des coûts d'immobilisation et de F&E des procédés de remplacement proposés pour l'élimination de l'ammoniac. Ces coûts sont basés sur les courbes coût-capacité qui ont été publiées pour les procédés de traitement biologique plus classiques. Le logiciel CapdetWorks™ de Hydromantis, Inc., vendu dans le commerce, a aussi été utilisé pour estimer les coûts d'immobilisation et de F&E correspondant à l'ordre de grandeur choisi, pour un certain nombre de procédés classiques en regard des applications générales définies.

Enfin, dans le cas des technologies de propriété exclusive ou plus nouvelles, comme les procédés améliorés à biomasse fixe, les fournisseurs ont été contactés pour obtenir des informations sur les coûts et sur la conception des procédés en regard des applications générales définies. **La mention des devis du fournisseur ne doit pas être considérée comme un témoignage d'appui à l'égard du procédé, du matériel ou du fournisseur en question**.

En plus des données sur les dimensions et les coûts des nouveaux procédés de nitrification conçus pour des applications autonomes ou complémentaires, les coûts d'immobilisation estimés de diverses améliorations sont aussi indiqués, à titre comparatif.

Chapitre 2
L'azote dans l'environnement

Chapitre 2
L'azote dans l'environnement

Le présent chapitre propose une vue d'ensemble sur l'azote présent dans l'environnement. On y examine d'abord les diverses formes d'azote et les transformations chimiques qu'elles subissent dans l'environnement durant le cycle de l'azote, puis les principales sources d'azote d'origine naturelle et anthropique. Enfin, les effets des composés azotés présents dans les eaux usées municipales rejetées dans l'environnement sont brièvement examinés.

2.1 Cycle de l'azote

La masse totale d'azote existe sous diverses formes dans l'air, les eaux de surface, les eaux souterraines, les différentes couches du sol et les tissus organiques. Ces formes variées de l'azote sont transformées sous l'action de procédés biologiques et chimiques et migrent d'un milieu à un autre. Le cycle naturel de l'azote est perturbé par l'activité humaine, y compris par l'utilisation des minéraux et des combustibles fossiles qui contiennent de l'azote, les procédés industriels chimiques de fixation de l'azote, la culture de plantes fixatrices d'azote et les rejets d'eaux usées. L'excès d'azote généré et fixé par ces activités se retrouve ensuite dans les eaux de surface et les eaux souterraines où il peut avoir des effets indésirables.

L'azote existe dans l'environnement sous diverses formes chimiques qui varient en fonction de l'état d'oxydation du composé. Le tableau 2.1 résume les cinq principales formes et sources d'azote dans l'environnement, qui sont utilisées par les micro-organismes. Dans le présent rapport, le terme ammoniac fait référence à l'ensemble de l'ammoniac non ionisé et ionisé, tandis que l'expression « azote ammoniacal total » s'entend de la somme de l'azote sous forme d'ammoniac et d'ammonium.

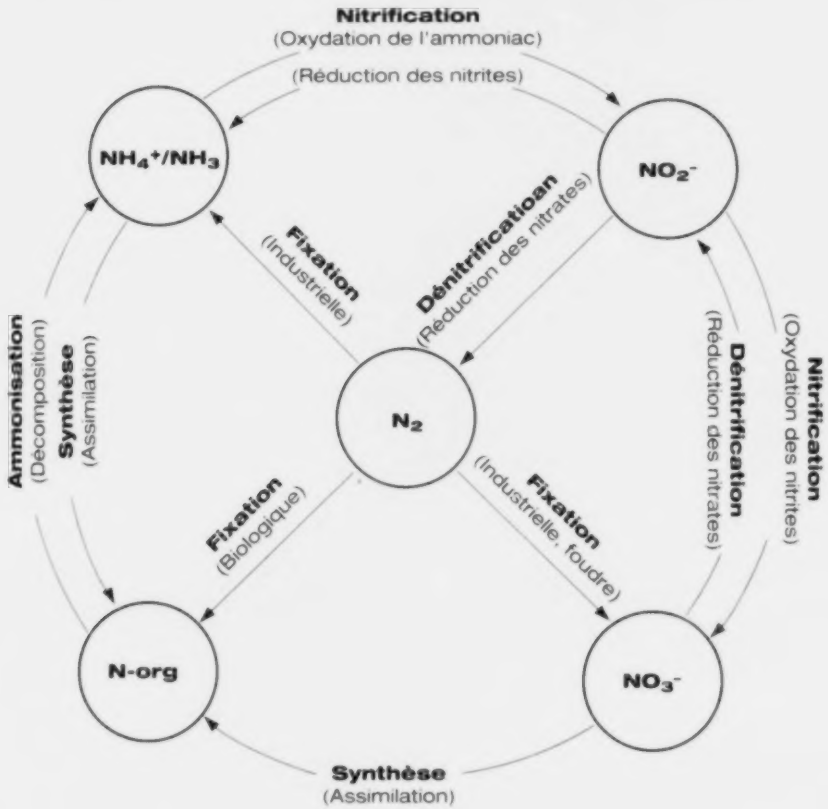
La figure 2.1 résume les diverses formes de l'azote et les voies biologiques générales de transformation de l'azote dans l'environnement. L'azote moléculaire gazeux (N_2) est transformé en composés azotés organiques (N-org) par fixation.

Les composés azotés organiques sont ensuite décomposés par ammonisation en ammonium et ammoniac non ionisé. Le processus de nitrification a pour effet d'oxyder l'ammoniac en nitrites et nitrates. La dénitrification réduit les nitrates en nitrites, et l'azote est retourné dans l'atmosphère sous forme d'azote moléculaire.

Tableau 2.1 Principaux composés azotés présents dans l'environnement

Composé azoté	Formule
Ammoniac non ionisé ou ammoniac libre	NH_3
Ammoniac ionisé ou ammonium	NH_4^+
Azote moléculaire gazeux	N_2
Nitrite	NO_2^-
Nitrate	NO_3^-

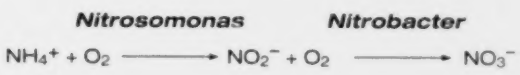
Figure 2.1 Transformation biologique de l'azote



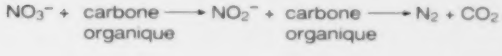
L'azote des nitrates et l'azote de l'ammonium peuvent être assimilés par les organismes et être transformés en composés azotés organiques, par synthèse. Ces procédés font intervenir divers types de micro-organismes et sont décrits brièvement ci-après :

- La **fixation** consiste en la transformation de l'azote moléculaire inerte en des composés chimiques organiques et inorganiques (N-org, NO_3^-, NH_4^+) qui peuvent être assimilés par les organismes, par synthèse. Le processus de fixation peut se faire par des mécanismes biologiques, naturels (foudre) ou industriels, les mécanismes biologiques étant la forme prédominante.
- L'**ammonisation** fait référence à la décomposition des composés azotés organiques présents dans les tissus et les matières fécales des organismes vivants et morts, en des formes ammoniacales (NH_4^+/NH_3).
- La **nitrification** désigne l'oxydation biologique séquentielle, d'abord de l'ammoniac en nitrites, puis des nitrites en nitrates. Ce procédé fait intervenir des micro-organismes strictement aérobies qui utilisent les composés azotés comme source d'énergie et une source de

carbone inorganique pour la synthèse cellulaire (le carbone provient du dioxyde de carbone (CO_2) présent dans l'environnement). Deux genres de bactéries sont associés à ce processus en deux étapes, soit *Nitrosomonas* qui oxyde l'ammonium en nitrites et *Nitrobacter* qui oxyde les nitrites en nitrates, comme suit :



- La **dénitrification** est la réduction biologique des nitrates en azote moléculaire. Le procédé se déroule dans un milieu anoxique qui se caractérise par la présence de nitrates et l'absence d'oxygène dissous (OD). La dénitrification résulte de l'action des micro-organismes facultatifs qui peuvent vivre aussi bien en milieu anoxique qu'aérobie. Ces micro-organismes hétérotrophes, qui ont besoin d'une source de carbone organique, réduisent d'abord les nitrates en nitrites, puis les nitrites en azote moléculaire.



- La **synthèse** consiste en l'assimilation d'ammonium et de nitrates par les végétaux et les micro-organismes pour produire des composés azotés organiques tels les acides aminés et les protéines qui pourront ensuite être assimilés par les animaux pour produire leurs propres protéines et tissus organiques.

Les procédés biologiques comme la synthèse, l'ammonisation, la nitrification et la dénitrification sont les mécanismes de traitement des eaux usées municipales utilisés pour l'élimination de l'azote ammoniacal total et la réduction de l'azote total. Ces réactions sont tributaires des conditions ambiantes, notamment de la température, du pH, des conditions aérobies et anoxiques, de l'alcalinité et du substrat disponible. Les procédés biologiques de nitrification et de dénitrification sont décrits au chapitre 4.

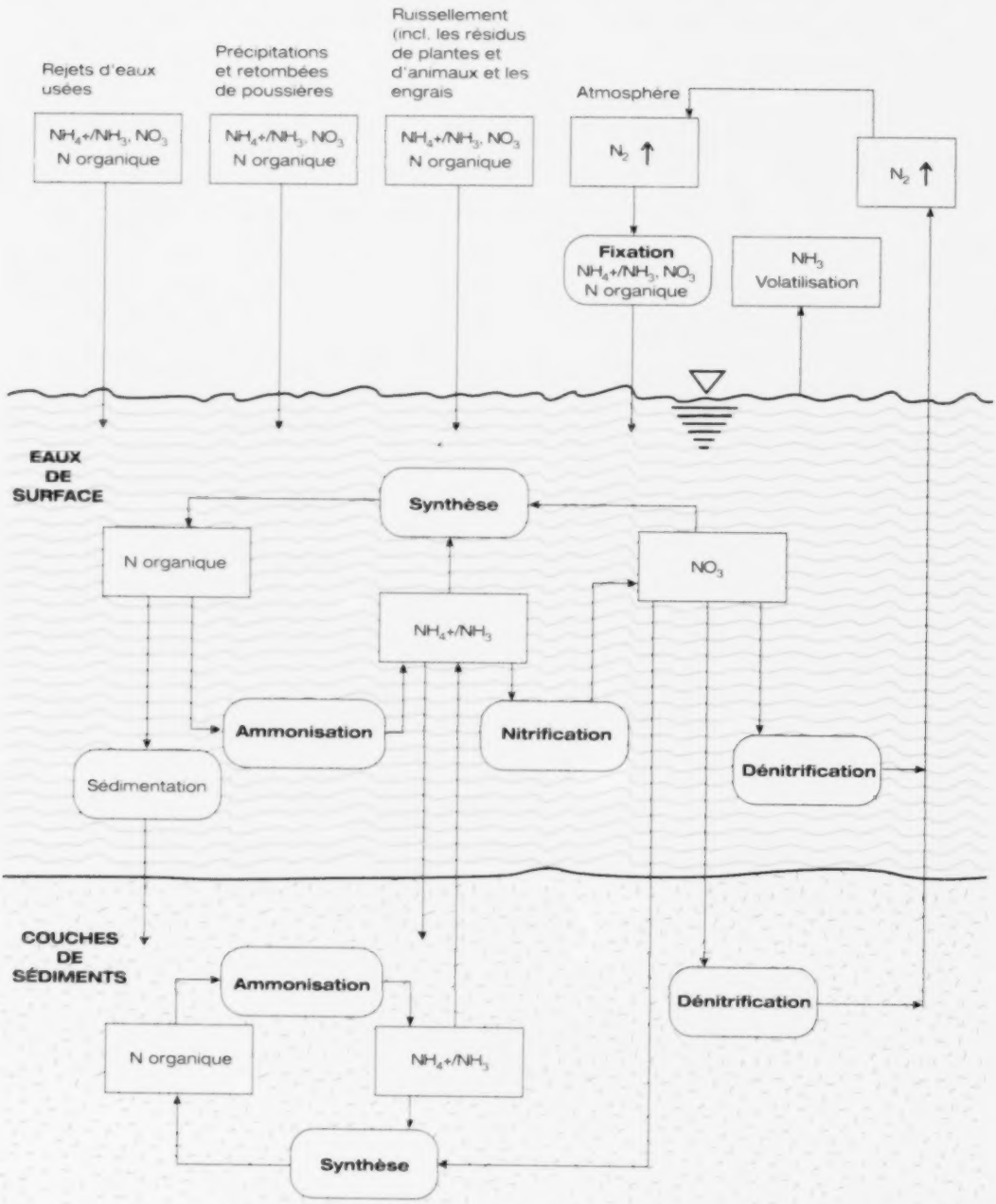
Les composés azotés rejetés dans l'environnement influent principalement sur les caractéristiques des eaux de surface. La figure 2.2 illustre le schéma du cycle de l'azote dans les eaux de surface. Diverses formes d'azote provenant des rejets d'eaux usées (municipales et industrielles), des précipitations et retombées de poussières, du ruissellement (incluant les engrais) et de la fixation de l'azote moléculaire atmosphérique peuvent pénétrer dans les eaux de surface et être ensuite transformées par synthèse en azote organique. L'ammonisation des composés azotés organiques, en diverses formes ammoniacales, peut mener aux réactions de nitrification et de dénitrification.Ces procédés biologiques naturels qui se déroulent dans les eaux de surface peuvent être intensifiés par des rejets excessifs d'azote et avoir alors des effets négatifs sur le milieu aquatique. L'ammoniac total crée une demande en oxygène et peut, en fortes concentrations, être toxique pour les organismes aquatiques.

2.2 Sources d'azote

La détermination des diverses sources d'azote permet de comprendre dans quelle mesure les rejets d'eaux usées municipales contribuent aux effets dus à la présence excessive de composés azotés dans l'environnement. L'évaluation des sources d'azote rejetées dans un plan d'eau aide à déterminer les sources les plus importantes, ainsi qu'à préciser le niveau et le type de traitement d'élimination de l'azote à appliquer pour respecter les exigences en matière de qualité de l'eau.

Les composés azotés qui pénètrent dans les eaux de surface proviennent de sources naturelles et anthropiques, lesquelles sont brièvement décrites dans les sections qui suivent.

Figure 2.2 Cycle de l'azote dans les eaux de surface (d'après U.S. EPA, 1993)



2.2.1 Sources naturelles

Les sources naturelles d'azote incluent les précipitations atmosphériques, les retombées de poussières, le ruissellement et la fixation biologique. La fixation atmosphérique de l'azote moléculaire, sous l'action de la foudre et de la poussière chassée par le vent, contribue à la présence de composés azotés dans les précipitations et les retombées de poussières. Donc, le ruissellement provenant de régions non urbaines sans apport d'engrais peut malgré tout contenir des quantités d'azote, qui varient en fonction de l'érosion du sol et du volume des précipitations. La fixation biologique de l'azote atmosphérique entraîne également l'incorporation de composés azotés organiques dans les eaux de surface et les milieux terrestres, par les tissus organiques des végétaux et des animaux. Ces sources naturelles peuvent toutefois être difficiles à quantifier, car elles varient en fonction de l'activité humaine et des rejets industriels de composés azotés dans l'environnement.

2.2.2 Sources anthropiques

Les sources anthropiques d'azote incluent les eaux usées domestiques et industrielles, le lixiviat de décharge et le ruissellement. Les eaux usées domestiques non traitées renferment de l'azote organique et de l'ammoniac qui proviennent des matières fécales humaines. L'azote organique tire son origine des protéines, des amines, des acides aminés et d'autres constituants cellulaires qui sont excrétés dans les fèces, alors que l'ammonium est issu de la minéralisation bactérienne des protéines et de l'urée.

Les eaux usées domestiques traitées renferment de l'azote dont la concentration varie en fonction du type et du niveau de traitement qui a été appliqué. En général, les procédés biologiques de traitement réduisent la teneur en azote total, sous l'effet de la synthèse cellulaire des micro-organismes et de l'élimination des matières en suspension. Par contre, la majeure partie de l'azote ammoniacal total contenu dans les eaux usées échappe au procédé de traitement, à moins qu'un procédé avancé d'élimination de l'ammoniac ou de l'azote total ne soit utilisé. Le traitement des boues dans les STEP (p. ex., épaississement, digestion anaérobie et déshydratation) contribue à la recirculation de l'azote en amont du procédé de traitement secondaire. Le soutirage des boues et leur renvoi dans l'influent de l'usine de traitement peut accroître sensiblement la teneur en azote. Aussi faut-il tenir compte de ce facteur, ainsi que de la recirculation de l'azote, dans la conception du procédé d'élimination des nutriments.

Les eaux usées industrielles contribuent elles aussi aux rejets d'azote. Parmi les industries qui rejettent habituellement des eaux usées chargées d'azote, mentionnons les usines de fabrication de produits chimiques, l'industrie minière et de traitement des métaux, les usines d'équarrissage, les usines de transformation des aliments, les industries laitières et les raffineries de pétrole. La concentration du lixiviat qui s'écoule des décharges de déchets solides municipaux et industriels varie habituellement grandement en fonction de l'âge de la décharge et peut contenir une grande quantité d'azote. Enfin, le ruissellement en milieux urbains peut contenir des taux élevés d'azote provenant des eaux pluviales et des matières en suspension résultant des activités industrielles et de construction. Le ruissellement s'écoulant des terres agricoles fertilisées contribue à l'apport d'azote dans les eaux de surface et les eaux souterraines qui drainent les terres en culture. Le ruissellement peut aussi contenir des dépôts d'azote atmosphérique issus de la solubilisation de l'azote inorganique dans les eaux de pluie et de la sédimentation de l'azote particulaire par gravité. Enfin, le lixiviat provenant des réseaux d'égout, des réservoirs industriels et des fosses septiques

peut lui aussi accroître la teneur en azote des eaux souterraines et des eaux pluviales.

2.3 Effets de l'azote dans les rejets d'eaux usées municipales

Les rejets d'eaux usées municipales peuvent entraîner une accumulation excessive d'azote dans les eaux de surface et les eaux souterraines. Or, des taux élevés d'azote peuvent avoir de graves effets sur l'environnement imputables, entre autres, à la toxicité de l'ammoniac, à l'eutrophisation et à l'épuisement de l'oxygène dissous dans les plans d'eau récepteurs, en plus d'avoir des effets sur la santé publique.

2.3.1 Toxicité de l'ammoniac

L'ammoniac non ionisé est un composé azoté dont la toxicité pour les organismes aquatiques est bien connue. L'ammoniac total dissous dans l'eau existe à l'état d'équilibre sous deux formes, l'ammonium et l'ammoniac non ionisé :

$$NH_4^+ \rightleftharpoons NH_3 + H^+$$

Cet équilibre dépend directement du pH, de la température et de la concentration en ammoniac total. Le pourcentage d'ammoniac non ionisé dans la charge totale en ammoniac peut être déterminé par la formule suivante :

$$\%\ \text{sous forme d'ammoniac non ionisé} = \frac{1}{1 + 10^{(pKa - pH)}} \times 100\ \%$$

où :

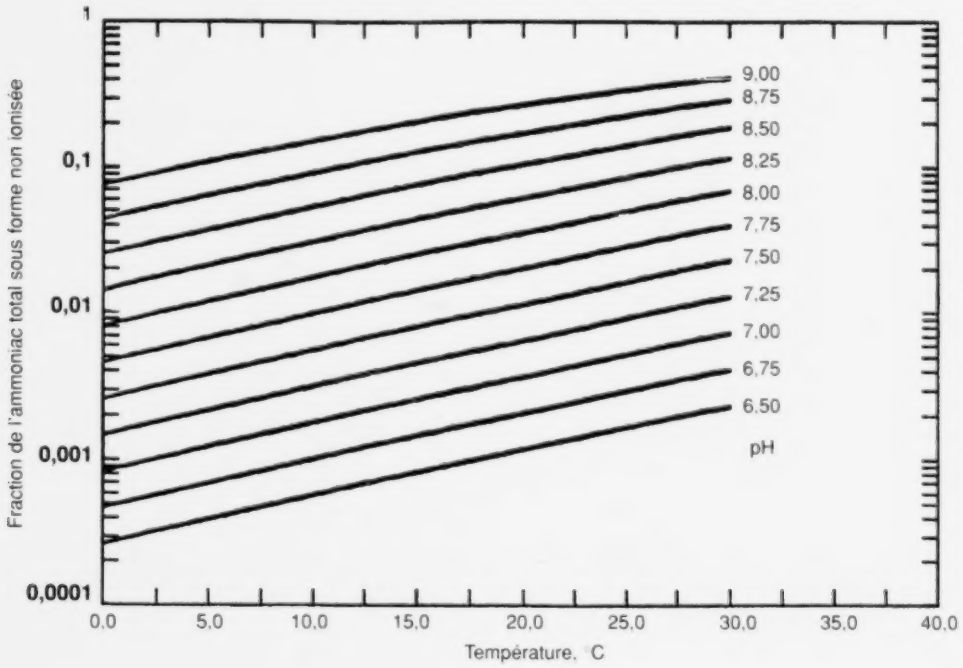
- Ka = constante d'ionisation
- $pKa = 0{,}09 + \dfrac{2\,730}{273 + \text{Temp. (°C)}}$

Cette équation montre que l'équilibre, à un pH et à une température plus élevés, favorise un accroissement de la concentration en ammoniac non ionisé; cette relation est illustrée graphiquement à la figure 2.3.

La toxicité de l'ammoniac total dissous est imputable principalement à la forme non ionisée, l'ammonium étant considéré beaucoup moins toxique pour la vie aquatique. À une concentration suffisante, l'ammoniac non ionisé peut devenir toxique pour le poisson, car ce composé est liposoluble et qu'il peut traverser les membranes des poissons et entrer dans la circulation sanguine. La toxicité aiguë se manifeste par des troubles neurologiques et un épaississement de la membrane des branchies. La toxicité chronique, pour sa part, se manifeste entre autres par une diminution de la capacité de diffusion de l'oxygène, et ces deux formes de toxicité peuvent entraîner la mort des organismes atteints. Selon certains rapports, l'ammoniac non ionisé causerait une toxicité aiguë chez bon nombre d'espèces de poissons à une concentration supérieure à 0,2 mg/L (WEF, 1998). Selon d'autres rapports, des concentrations en ammoniac non ionisé supérieures à 0,1 mg/L pourraient causer une létalité aiguë (MEO, 1992). Cette dernière concentration est la concentration limite dans l'effluent s'appliquant à certaines stations d'épuration de l'Ontario qui rejettent leurs effluents dans des plans d'eau sensibles. Aux États-Unis, la *Environmental Protection Agency* (EPA) recommande une concentration en azote sous forme d'ammoniac non ionisé de 0,02 mg/L; ce critère inclut un coefficient de sécurité de 0,10 pour protéger les organismes aquatiques dulcicoles (Ruffier *et al.*, 1981). Les critères de toxicité de l'EPA en matière de qualité de l'eau définissent les concentrations maximales en ammoniac total (NH_4^+ et NH_3) et en ammoniac non ionisé, en fonction du pH et de la température (U.S. EPA, 1993; WEF, 1998).

Dans la plupart des plans d'eau douce, le pH et la température ambiants varient selon la saison, les pH les plus élevés étant enregistrés à la fin du printemps, durant l'été et à l'automne, d'après les données disponibles pour le sud de l'Ontario.

Figure 2.3 Effets de la température et du pH sur l'ammoniac non ionisé (d'après U.S. EPA, 1993)



Ce phénomène coïncide avec les périodes où la température ambiante de l'eau est la plus élevée. Il est donc possible que le pH à la sortie de l'émissaire soit beaucoup moins élevé que le pH de l'eau. Or comme l'équilibre entre les formes ionisée et non ionisée de l'ammoniac est fortement tributaire du pH, la concentration en ammoniac non ionisé (la forme toxique) risque d'être plus élevée, au pH et à la température enregistrés au bord de la zone initiale de dilution qu'aux valeurs observées à la sortie de l'émissaire. À titre d'exemple, le pH naturel du cours d'eau peut se situer entre 8,5 et 9,0 unités standards durant le pic estival, ceci correspondant au pH ambiant maximal. En pareilles conditions, un mélange et une dilution initiale efficaces pourraient s'avérer essentiels pour éviter des effets nocifs répandus.

Il existe diverses méthodes d'essai pour déterminer la toxicité d'un effluent donné. Mentionnons entre autres l'essai de létalité aiguë (CL_{50}) après 96 heures pour la truite arc-en-ciel (Environnement Canada, 1990a, 1990b), l'essai de létalité aiguë (CL_{50}) après 48 heures pour *Daphnia magna* (Environnement Canada, 1990c, 1990d), l'essai de toxicité sublétale après 21 jours chez *Ceriodaphnia dubia* (Environnement Canada, 1992a) et l'essai de toxicité sublétale après 7 jours chez la tête-de-boule (Environnement Canada, 1992b). On trouvera d'autres informations sur les essais de toxicité dans U.S. EPA (1994) et Environnement Canada (1999).

2.3.2 Eutrophisation

L'eutrophisation désigne l'augmentation de la productivité biologique dans un plan d'eau. Les rejets d'azote ammoniacal total dans le plan d'eau récepteur peuvent servir d'apport nutritif et stimuler la croissance des plantes aquatiques et des algues. Dans les cours d'eau et les rivières, les éléments nutritifs favorisent la croissance des phytoplanctons en eaux profondes, ainsi que des plantes aquatiques dans les hauts-fonds et sur les rivages. En eaux profondes, les fluctuations du courant et du niveau d'eau ont tendance à atténuer les effets négatifs de l'eutrophisation. Dans les hauts-fonds, par contre, la croissance des plantes aquatiques peut détériorer encore plus la qualité de l'eau et générer de mauvaises odeurs causées par la décomposition des végétaux et la réduction concomitante de la teneur en oxygène dissous.

Dans les lacs et les étangs, l'eutrophisation est une grande préoccupation, car les éléments nutritifs ont tendance à s'y accumuler et qu'ils stimulent alors la croissance des plantes aquatiques et la prolifération des algues, un phénomène généralement connu sous le nom de « fleur d'eau ». Les algues et les plantes aquatiques dont la croissance est favorisée par l'excès d'éléments nutritifs finissent par mourir et se déposent dans le fond du lac. La décomposition des végétaux et des algues consomme de l'oxygène, ce qui peut en retour causer un appauvrissement du cours d'eau en oxygène dissous. La décomposition libère en outre des éléments nutritifs, comme l'ammonium et les phosphates, qui sont ensuite recyclés dans l'eau.

Parmi les conditions nécessaires à la croissance des végétaux et des algues, mentionnons la présence d'ammonium et de phosphate, comme source d'éléments nutritifs, et aussi de dioxyde de carbone et de lumière. L'azote et le phosphore semblent être les deux principaux facteurs qui contrôlent l'eutrophisation. Des études ont démontré que la croissance des algues devient limitée à une concentration en azote inorganique ($N\text{-}NH_4^+$ et $N\text{-}NO_3^-$) inférieure à 0,05 mg/L (WEF, 1998). Cependant, les cyanobactéries peuvent utiliser l'azote moléculaire (N_2) comme élément nutritif pour leur croissance. Ces bactéries peuvent donc continuer de croître même si les rejets d'azote sont contrôlés, s'il existe une quantité suffisante de phosphore. De plus, la mort et la décomposition des cyanobactéries entraînent la libération d'ammonium, qui devient un élément nutritif dans l'eau. Lorsque le volume du plan d'eau récepteur n'est pas suffisant pour diluer les rejets d'azote, il faut éliminer l'azote des eaux usées.

Le phosphore est considéré comme un facteur limitant la croissance des algues, à une concentration inférieure à 0,005 mg/L (WEF, 1998). Donc, le contrôle de l'apport en éléments nutritifs doit aussi inclure, s'il y a lieu, l'élimination du phosphore, car les cyanobactéries pourront se développer en présence de phosphore, en se nourrissant d'azote moléculaire.

Comme l'eutrophisation est un problème qui se pose au niveau d'un bassin d'eau, il est important de déterminer les différentes sources d'azote afin de pouvoir clairement préciser dans quelle mesure les rejets de la station d'épuration contribuent à la charge en azote total dans le plan d'eau récepteur.

2.3.3 Réduction de la teneur en oxygène dissous

Un des principaux effets des rejets d'ammoniac dans les eaux de surface est l'épuisement de l'oxygène dissous dû à la nitrification dans le cours d'eau, ce qui crée une demande additionnelle en oxygène. La nitrification est susceptible de se produire dans les plans d'eau récepteurs qui créent

un milieu favorable pour les bactéries nitrifiantes. On observe habituellement un taux élevé de nitrification dans les hauts-fonds, alors que le taux de nitrification est faible en eaux profondes. Dans les hauts-fonds, les bactéries nitrifiantes peuvent avoir suffisamment de temps pour se développer et former une biomasse fixe. Elles peuvent aussi tirer profit d'une eau bien oxygénée et d'une température favorable propices à la nitrification. Dans ces eaux, le volume d'eau qui vient en contact avec la biomasse nitrifiante fixe est élevé, ce qui en explique le taux élevé de nitrification. Selon la capacité d'oxygénation et de dilution du plan d'eau récepteur, la nitrification peut n'avoir aucun effet notable sur la concentration en oxygène dissous, si la réaération du cours d'eau est supérieure à la demande en oxygène des composés azotés (DOn). Par contre, si la DOn dépasse la capacité de réaération naturelle du cours d'eau, il risque alors d'y avoir réduction significative de la teneur en OD. Cette réduction peut se produire sur une base diurne dans les cas où les végétaux aquatiques produisent suffisamment d'oxygène durant le jour pour compenser la DOn alors que, durant la nuit, les activités de respiration combinées à la nitrification provoquent une chute marquée de la teneur en OD.

En eaux profondes, seule la couche superficielle est suffisamment oxygénée et chaude pour supporter la nitrification. La biomasse nitrifiante qui vient en contact avec le volume d'eau y est nettement moindre qu'en hauts-fonds, ce qui explique que le taux de nitrification soit moins élevé. La diminution de la teneur en oxygène dissous a donc une incidence moindre en eaux profondes qu'en hauts-fonds.

Dans les cas où il est déterminé que la charge en azote ammoniacal total des eaux usées contribue largement à l'épuisement de l'oxygène dissous dans le plan d'eau récepteur, il est recommandé que la STEP mette en place des procédés pour assurer l'élimination de ce composé.

2.3.4 Santé publique

Les nitrates et les nitrites représentent un important problème de santé publique, qui est lié à la production de méthémoglobinémie et au cancer de l'estomac. La méthémoglobinémie résulte de la réduction des nitrates en nitrites dans l'estomac et dans la salive des nourrissons. Le fer ferreux présent dans les molécules d'hémoglobine est oxydé en fer ferrique sous l'action des nitrites. La méthémoglobine combinée au fer à l'état ferrique ne peut échanger d'oxygène et il risque d'y avoir asphyxie. Des cas de méthémoglobinémie causés par l'eau peuvent se produire lorsque la concentration en nitrates est supérieure à 45 mg/L (c.-à-d. 10 mg de $N\text{-}NO_3$ /L) (U.S. EPA, 1993); or ce taux est souvent dépassé dans les puits d'eau potable situés dans les régions rurales, où le traitement des égouts se fait au moyen de fosses septiques.

Les nitrates sont également considérés comme un facteur potentiel de la manifestation du cancer de l'estomac, qui est lié à la réduction des nitrates en nitrites, lesquels peuvent ensuite réagir avec les amines et les amides pour former des nitrosamines et des nitrosamides.

Chapitre 3
Le traitement des eaux usées municipales au Canada

Chapitre 3
Le traitement des eaux usées municipales au Canada

Ce chapitre traite de la caractérisation des eaux usées municipales et des procédés de traitement connexes en usage au Canada. On y présente d'abord un aperçu des caractéristiques de l'influent et de l'effluent traité dans les STEP, puis un résumé des divers types de traitements qui sont appliqués dans les municipalités de l'ensemble du Canada, desservant une population de plus de 500 habitants. Enfin, les améliorations requises pour accroître l'élimination de l'azote ammoniacal total sont brièvement examinées.

3.1 Contexte

Les effluents d'eaux usées municipales représentent une partie importante de la charge volumétrique totale des eaux usées produites et rejetées au Canada. Plus de 80 % de la population canadienne est desservie par des stations d'épuration municipales, dont les rejets d'effluents ont eu des effets nocifs dans certains lacs, rivières et eaux côtières (Chambers *et al.*, 1997). Les effluents d'eaux usées municipales peuvent en effet, suivant le niveau de traitement auquel ils ont été soumis, produire des effets toxiques aigus et chroniques chez les organismes qui vivent dans les plans d'eau récepteurs. Dans bien des cas, ces effets sont imputables à l'ammoniac non ionisé, ainsi qu'au chlore résiduel total lorsque la désinfection des eaux usées se fait par chloration (MEO, 1990, 1992; CTEU et VPISU, 1994; Chambers *et al.*, 1997).

3.1.1 Sources d'eaux usées municipales

Les eaux usées municipales proviennent de sources domestiques, industrielles, commerciales et institutionnelles. L'infiltration et le débit d'entrée peuvent également ajouter à la charge volumétrique des STEP, en particulier dans les réseaux unitaires (c.-à-d. les réseaux collectant à la fois les eaux pluviales et les eaux usées). La proportion relative de la charge volumétrique et massique des eaux usées provenant de ces différentes sources varie en fonction du site et a une incidence sur les caractéristiques des eaux usées non traitées, lesquelles varient en fonction de facteurs socioéconomiques, du type d'industrie et des effluents qu'elles génèrent dans l'influent acheminé à la STEP, des dimensions des installations, ainsi que du temps de rétention et de la capacité de stockage à l'intérieur du réseau collecteur des eaux usées.

3.1.2 Caractéristiques des eaux usées municipales

En 1992, le débit quotidien moyen d'eaux usées dans les STEP du Canada a été estimé à 0,3 m^3/habitant par jour (Chambers *et al.*, 1997), bien que des débits quotidiens d'environ 0,5 m^3/habitant soient considérés normaux et qu'ils atteignent jusqu'à 1,4 m^3/habitant par jour dans certaines STEP (Environnement Canada, 2000a). Selon d'autres sources d'information, on peut s'attendre à un débit de 0,17 m^3/habitant par jour, à partir des sources résidentielles (U.S. EPA, 1992), et d'environ 0,26 m^3/habitant par jour lorsqu'on y ajoute l'infiltration et le débit d'entrée (U.S. EPA, 1993).

Une enquête menée aux États-Unis en 1986 a révélé que le débit moyen type de l'influent dans les STEP était d'environ 0,6 m^3/habitant par jour, ceci incluant les eaux usées domestiques, industrielles et commerciales, ainsi que l'infiltration et le débit d'entrée (U.S. EPA, 1993).

L'influent à traiter se compose de matières en suspension, de micro-organismes et d'une grande variété de composants chimiques organiques et inorganiques en solution. Ces matières en suspension et en solution exercent une demande en oxygène qui se mesure par la demande biochimique en oxygène totale sur 5 jours (DBO_5) et la demande chimique en oxygène (DCO). Les taux de production de contaminants varient de 0,08 à 0,11 kg/habitant par jour, pour ce qui est du total des solides en suspension (TSS) et de la DBO_5 (U.S. EPA, 1993), et de 9 à 14 g/habitant par jour pour l'azote total Kjeldahl (NTK) (WEF, 1998). En général, le TSS, la DBO_5, les nutriments sous forme de phosphore, d'azote de l'ammonium et d'azote total (c.-à-d. azote ammoniacal total, azote organique, azote des nitrates et azote des nitrites), les bactéries pathogènes, les plastiques et les matières flottantes sont les principaux constituants éliminés par les stations d'épuration.

Metcalf & Eddy (1991) ont défini comme suit la composition type des eaux usées municipales non traitées de concentration moyenne :

- 220 mg/L TSS;
- 220 mg/L DBO_5;
- 500 mg/L DCO;
- 40 mg/L NTK, consistant en 25 mg d'azote ammoniacal total/L et 15 mg d'azote organique/L;
- 8 mg/L de phosphore total;
- 10^7–10^9 de coliformes totaux.

Dans les STEP, la concentration en azote total de l'influent varie de 15 à 85 mg/L, dont 60 % se compose d'azote ammoniacal total, le reste étant essentiellement sous forme organique (Reed, 1985; WEF, 1998).

Selon une base de données exhaustive compilée durant une étude de suivi pilote réalisée en 1987 auprès de 37 STEP de l'Ontario, la concentration globale moyenne de l'influent était légèrement inférieure aux caractéristiques précitées pour un influent de concentration moyenne. À la lumière des données obtenues de ces stations, la concentration moyenne de l'influent a été établie comme suit : 125 mg/L pour le TSS, 140 mg/L pour la DBO_5, 290 mg/L pour la DCO, 25 mg NTK/L, 15 mg/L d'azote ammoniacal total et 5 mg/L de phosphore total (MEO, 1988). La concentration de l'influent variait toutefois considérablement d'une station à une autre, 22 % des stations échantillonnées affichant une DBO_5 moyenne supérieure à la valeur précitée pour des eaux usées types de concentration moyenne (220 mg/L).

Les résultats d'une récente étude d'échantillonnage et de suivi à court terme menée en 1998-1999 auprès de 28 STEP au Canada montrent que 39 % des stations sélectionnées avaient une DBO_5 dans l'influent supérieure à 220 mg/L (Environnement Canada, 2000a, 2000b), les concentrations moyennes calculées s'établissant à 190 mg TSS/L, 205 mg DBO_5/L, 36 mg NTK/L et 20 mg d'azote ammoniacal total/L. Il convient toutefois de préciser que la fourchette des concentrations mesurées dans l'ensemble des stations variait sensiblement, comme en témoignent les données qui suivent : de 30 à 420 mg/L pour le TSS, de 40 à 625 mg/L pour la DBO_5 et de 9 à 75 mg/L de NTK.

La concentration en azote ammoniacal total de l'influent dépend parfois de la charge en contaminants qui est associée aux flux liquides recyclés provenant des étapes de traitement mécanique des matières solides dans les STEP (p. ex., surnageants et filtrats issus respectivement des procédés de digestion et de déshydratation). Ces flux peuvent en effet contenir des taux élevés d'azote ammoniacal total si la digestion des boues se fait par voie anaérobie. Les flux recyclés sont habituellement ramenés en amont de l'étape de traitement primaire de la chaîne liquide et la charge en azote qui y est associée peut accroître la concentration en azote des eaux usées brutes, dans une proportion pouvant atteindre de 20 à 30 % (WEF, 1998); c'est donc un facteur dont on devrait tenir compte dans la conception des procédés d'élimination de l'ammoniac. Un autre facteur à prendre en considération dans la conception des stations de taille petite et moyenne est celui de la variation potentielle des flux de retour et des charges, imputable au mode d'exploitation discontinue des procédés de traitement des matières solides (U.S. EPA, 1993).

3.1.3 *Eaux usées municipales traitées*

En 1994, on comptait plus de 2 800 STEP en exploitation au Canada. Parmi la population canadienne alors desservie par une station d'épuration, environ 25 % l'était par une station utilisant un procédé de traitement primaire, le reste (75 %) étant des stations de traitement biologique secondaire ou tertiaire (Chambers *et al.*, 1997).

Le traitement primaire élimine les matières en suspension des eaux usées et abaisse la DBO dans une faible proportion correspondante. Le traitement secondaire réduit davantage la DBO et entraîne la dégradation biologique des contaminants organiques solubles; il réduit également, suivant le procédé de traitement appliqué, l'azote ammoniacal total par nitrification ou assimilation. À titre d'exemple, les stations utilisant le procédé d'aération prolongée des boues activées réussissent généralement à éliminer presque entièrement l'azote ammoniacal total (c.-à-d. < 1 mg/L). Enfin, le traitement tertiaire réduit les concentrations d'autres contaminants chimiques particuliers, par exemple le phosphore total, dans les rejets. Le niveau de traitement utilisé dépend habituellement des caractéristiques propres au plan d'eau récepteur et des exigences réglementaires qui s'appliquent aux rejets d'effluents.

La composition chimique des effluents rejetés par les STEP peut varier sensiblement d'une station à une autre en fonction de différents facteurs, notamment du niveau et du type de traitement utilisé, de la proportion relative que représentent les eaux usées domestiques et industrielles dans l'influent, du type d'industries en présence et de la superficie desservie, pour ne nommer que ceux-ci. Les caractéristiques de l'effluent à une station donnée peuvent aussi afficher une variabilité temporelle, imputable entre autres aux fluctuations quotidiennes et hebdomadaires dans la composition de l'influent et aux variations saisonnières dans l'apport provenant des sources industrielles et domestiques ou dans les conditions de traitement.

Les concentrations en NTK et en azote ammoniacal total dans l'effluent rejeté par la STEP sont fortement tributaires de la charge ou du niveau de traitement utilisé par la station ainsi que de l'application, ou non, d'un procédé biologique de nitrification. Durant l'étude de suivi réalisée en 1987 auprès de 37 STEP de l'Ontario, 47 % des 30 stations utilisant des procédés secondaire ou tertiaire ont rejeté des concentrations en azote ammoniacal total inférieures à 5 mg/L, les concentrations moyennes en NTK et en azote ammoniacal

total dans les échantillons d'effluents soumis à un traitement secondaire ou tertiaire étant respectivement de 8 et 4 mg/L. De même, 44 % des 25 stations de traitement secondaire ou tertiaire échantillonnées dans le cadre de l'enquête nationale menée pour le compte d'Environnement Canada en 1998-1999 ont rejeté des taux d'azote ammoniacal total inférieurs à 5 mg/L. Les campagnes d'échantillonnage composite quotidien de courte durée ont été menées entre l'automne et le début de l'hiver (Environnement Canada, 2000a, 2000b).

La qualité des effluents traités en étangs (traitement secondaire) est sensible aux importants effets saisonniers qui résultent de la grande superficie des installations et des pertes thermiques. Ainsi, alors qu'il est possible d'obtenir une concentration en azote ammoniacal total dans l'effluent inférieure à 5 mg/L, dans les systèmes en étangs facultatifs et aérés à écoulement continu exploités durant l'été et l'automne au Canada, du fait que les températures et l'activité biologique y sont élevées, des concentrations résiduelles nettement plus élevées sont généralement enregistrées durant l'hiver et au printemps (MEO et Environnement Canada, 1993; NovaTec Consultants Inc., 1996). Au Canada, les effluents traités dans les étangs facultatifs classiques à rétention saisonnière ont habituellement une faible concentration en azote ammoniacal total (c.-à-d. < 5 mg/L) lorsqu'il n'y a qu'un seul rejet, à l'automne. Par contre, les étangs facultatifs saisonniers avec deux périodes de rejet par année libèrent généralement des taux d'azote ammoniacal total beaucoup plus élevés (c.-à-d. entre 8 et 25 mg/L) au printemps, cette hausse étant due entre autres aux effets de la couverture de glace et de la superficie d'aération réduite durant l'hiver (Environnement Alberta, 1987; MEO et Environnement Canada, 1993).

3.2 Stations d'épuration des eaux usées municipales

3.2.1 *Installations d'épuration au Canada*

Des données actuelles sur les STEP canadiennes conçues pour desservir des populations de plus de 500 habitants ont été recueillies auprès des représentants gouvernementaux de diverses provinces et divers territoires et compilées à partir des données publiées (ministère des Approvisionnements et Services du Canada, 1987; BCMOE, 1991; Environnement Alberta, 1996) et des bases de données de certaines provinces. La limite de population qui a été choisie est basée sur la définition de l'EPA (U.S. EPA, 1992) selon laquelle les stations d'épuration à très faible débit sont celles qui traitent moins de 50 000 gallons US/jour (c.-à-d. < 200 m^3/j), ce qui correspond à peu près à une population de 500 habitants.

Dans le cas du Manitoba, les données sur les stations d'épuration n'ont pu être ventilées en fonction du nombre d'habitants, faute de données démographiques à l'appui. Le nombre de STEP au Manitoba a donc été inclus dans le nombre total de stations d'épuration au Canada, mais il ne figure pas dans les diagrammes basés sur la population, qui sont illustrés ci-après. Sont également exclues les données sur les stations d'épuration situées dans les centres de villégiature et autres installations récréatives du Canada.

La capacité de traitement des eaux usées municipales varie considérablement d'une station à l'autre au Canada. La majorité des STEP canadiennes figurent dans la catégorie des petites installations, car le débit nominal d'eaux usées y est inférieur à 5 000 m^3/j (c.-à-d. < 5 MLD ou < 1 MIGD); cependant, le Canada compte également un grand nombre de stations de capacité moyenne (c.-à-d. 5 à 50 MLD ou 1 à 11 MIGD) et grande (c.-à-d. > 50 MLD ou

> 11 MIGD). À l'heure actuelle, 20 157 300 personnes sont desservies par des STEP dans des municipalités de plus de 500 habitants.

Les petites STEP consistent pour la plupart en des stations de traitement secondaire utilisant des étangs facultatifs ou aérés. En Ontario, 90 % des traitements en étang ont une capacité nominale inférieure à 3,3 MLD (MEO et Environnement Canada, 1993). Les coûts d'immobilisation et d'exploitation relativement bas des étangs de traitement, combinés à leur faible niveau de complexité, à leurs faibles exigences en matière de F&E et à la possibilité d'avoir souvent accès à de vastes terres peu coûteuses à proximité des petites agglomérations, en font une option intéressante. Les petites stations utilisent aussi fréquemment les procédés aux boues activées en aération prolongée, lesquels offrent un niveau de traitement supérieur et produisent un effluent d'une qualité régulièrement élevée.

Les étangs facultatifs classiques sont le type d'installations le plus utilisé au Canada pour le traitement des eaux usées municipales, représentant près de 80 % de toutes les STEP des provinces de l'Ouest et des territoires. Les étangs facultatifs classiques consistent habituellement en de multiples cellules de traitement disposées en séries et servant à l'élimination des matières solides et de la DBO. Ils peuvent fonctionner en mode de rejet continu ou être dotés d'un bassin de stockage facultatif permettant un rejet saisonnier contrôlé, au printemps ou à l'automne (ou à ces deux périodes). La nécessité d'avoir ou non un bassin de stockage dépend habituellement des conditions climatiques durant l'hiver, ainsi que des caractéristiques et des contraintes du plan d'eau récepteur.

Les étangs aérés sont très répandus au Canada. Plus petits et plus profonds que les étangs facultatifs classiques, les étangs aérés consistent en une ou plusieurs cellules aérées disposées en séries et incluent, dans la dernière cellule, une zone passive finale où se fait la décantation des matières solides. L'insufflation d'oxygène se fait de façon mécanique, au moyen d'aérateurs de surface ou de diffuseurs d'air. Les étangs aérés peuvent être à mélange partiel ou intégral. Ils fonctionnent en mode d'écoulement continu et offrent un niveau de contrôle légèrement supérieur à celui des étangs facultatifs. La plupart des étangs aérés se trouvent au Québec où ils sont utilisés dans 80 % des stations d'épuration. Les étangs aérés facultatifs sont un autre procédé répandu; ces installations, qui consistent en une cellule aérée mécaniquement, suivie d'une cellule facultative plus grosse, fonctionnent généralement en mode d'écoulement continu.

La majorité des installations de capacité moyenne à grande utilise le traitement mécanique secondaire aux boues activées. Cependant, un certain nombre de STEP de grande capacité sont des installations de traitement primaire; citons à titre d'exemple la station de traitement chimique de la Communauté urbaine de Montréal, laquelle dessert une population de 1,8 million d'habitants et a un débit moyen de 2 500 MLD (c.-à-d. 550 MIGD).

Le tableau 3.1 résume les données actuelles sur les STEP du Canada, lesquelles y sont réparties en deux catégories (traitement primaire ou secondaire), selon la nature et la concentration des contaminants éliminés (section 3.1.3). Le traitement primaire inclut le dégrillage moyen et fin, le dessablage, la clarification primaire et la dilacération, avec ou sans pré-précipitation chimique. La catégorie de traitement secondaire se divise entre les étangs facultatifs classiques, les étangs à faible charge aérés mécaniquement et les autres stations mécaniques utilisant des procédés biologiques à charge plus élevée, lesquels sont énumérés séparément. Le tableau 3.1 indique

Tableau 3.1 Aperçu des stations d'épuration canadiennes

Stations de traitement des eaux usées municipales[1]			Nombre
Traitement primaire			90
Traitement secondaire	Étangs facultatifs classiques		762
	Systèmes mécaniques à faible charge (c.-à-d. étangs aérés et étangs aérés facultatifs)		593
	Systèmes mécaniques à charge plus élevée	Procédé classique aux boues activées	212
		Boues activées à forte charge	11
		Boues activées en aération prolongée	157
		Boues activées avec stabilisation par contact	22
		Chenal d'oxydation	63
		Réacteur séquentiel discontinu (RSD)	23
		Bioréacteur à membrane (BRM)	4
		Contacteur biologique rotatif (CBR)	34
		Lit bactérien	29
		Filtre biologique aéré (FBA)[2]	9
Total des STEP			2 009

[1] Sommaire de toutes les stations d'épuration desservant des populations de plus de 500 habitants. *Nota* : Comme la base de données du Manitoba ne précise pas le nombre d'habitants dans les agglomérations, toutes les stations d'épuration de la province ont été incluses dans le résumé (y compris celles desservant moins de 500 habitants).

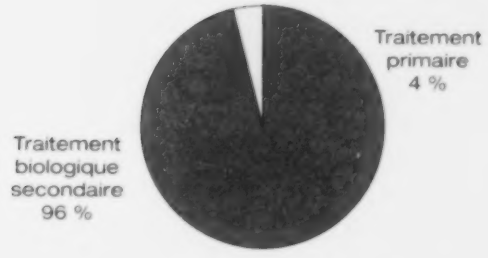
[2] Le filtre biologique aéré est également désigné réacteur aérobie à lit fixe immergé.

également le nombre et le type de procédés de traitement utilisés au Canada, en fonction des catégories et classifications précitées.

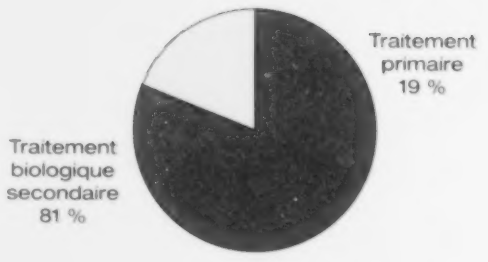
La catégorie des étangs classiques comprend les systèmes facultatifs qui n'utilisent pas de dispositifs d'aération mécaniques, mais dépendent plutôt de l'aération de surface et de la photosynthèse comme source d'oxygène et peuvent inclure des étangs anaérobies en amont. Les procédés mécaniques en étangs incluent les étangs aérés dont toutes les cellules sont aérées et les étangs aérés facultatifs. Enfin, le traitement secondaire mécanique à forte charge englobe divers procédés aérobies à biomasse en suspension et à biomasse fixe, comme l'indique le tableau 3.1.

Les figures 3.1, 3.2 et 3.3 illustrent la prévalence relative des STEP, en fonction du niveau et du type de traitement. Les diagrammes à secteurs présentés aux figures 3.1a, 3.2a et 3.3a sont basés sur le nombre total de stations d'épuration dans une catégorie donnée. La répartition relative des niveaux et des types de traitement, en fonction de la population desservie, est représentée aux figures 3.1b, 3.2b et 3.3b, lesquelles reflètent l'importance du type de traitement sans égard

Figure 3.1 Stations de traitement primaire et secondaire



a) Distribution basée sur le nombre total de stations de traitement primaire et secondaire



b) Distribution basée sur la population desservie par les stations de traitement primaire et secondaire (excluant le Manitoba)

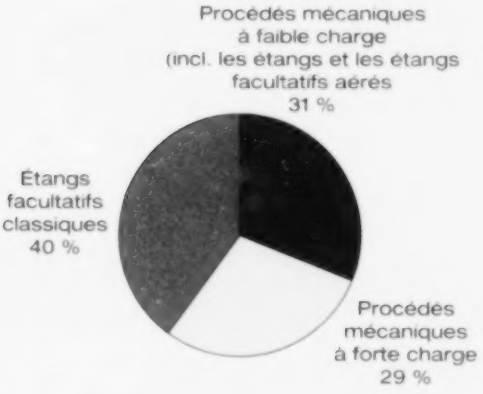
au nombre de stations qui l'utilisent. Les chiffres basés sur la population, qui sont représentés par ces diagrammes, ont été calculés sans tenir compte des stations d'épuration de la province du Manitoba, pour lesquelles on ne possédait pas de données ventilées en fonction du nombre d'habitants.

La figure 3.1 illustre la répartition des stations de traitement primaire et secondaire au Canada. On remarque que, bien que les stations de traitement primaire ne représentent que 4 % de l'ensemble des STEP, ces stations desservent près de 20 % de la population canadienne. La plupart des stations de traitement primaire des eaux usées se trouvent au Québec et en Colombie-Britannique; de fait, environ 80 % de la population canadienne desservie par ce type de stations vit dans ces deux provinces.

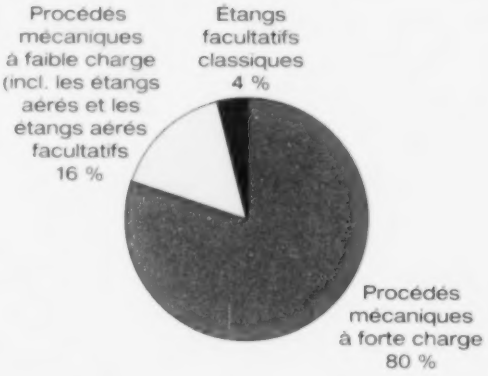
En ce qui a trait au traitement secondaire à forte charge, divers procédés aux boues activées et à biomasse fixe sont utilisés partout au pays, certains types de traitement étant plus répandus que d'autres dans certaines provinces. C'est ainsi que les réacteurs séquentiels discontinus se trouvent principalement au Québec, en Ontario et au Manitoba, alors que les lits bactériens sont surtout utilisés en Colombie-Britannique et que les filtres biologiques aérés s'observent principalement au Québec.

La figure 3.2 illustre les stations de traitement secondaire en exploitation au Canada, lesquelles sont réparties entre les systèmes de traitement mécanique à charge faible et élevée et les étangs facultatifs classiques. Comme l'indique le tableau 3.1, les procédés de traitement en étangs en général, et les étangs facultatifs classiques en particulier, sont les procédés secondaires les plus répandus au Canada pour le traitement des eaux usées municipales. Les étangs classiques sont pour la plupart utilisés dans des collectivités de moins de 2 000 habitants, bien qu'on les trouve également dans de plus grandes municipalités, notamment à Brooks (Alberta) qui compte

Figure 3.2 Traitement secondaire — Étangs facultatifs classiques et procédés mécaniques à charge faible et élevée

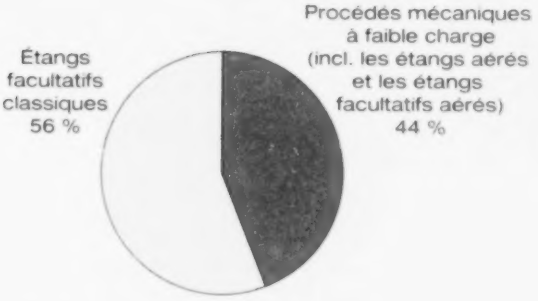


a) Distribution basée sur le nombre total d'étangs facultatifs classiques et de stations de traitement mécanique à charge faible et élevée

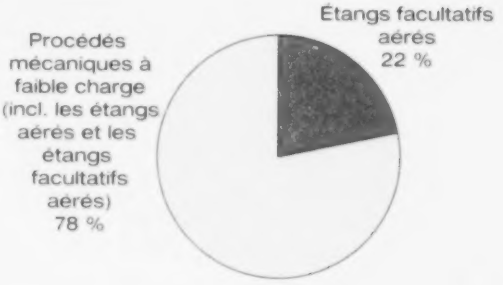


b) Distribution basée sur la population desservie par des étangs facultatifs classiques et des stations de traitement mécanique à charge faible et élevée (excluant le Manitoba)

Figure 3.3 Traitement secondaire — Étangs facultatifs classiques et procédés mécaniques à charge faible et élevée



a) Distribution basée sur le nombre total d'étangs facultatifs classiques et de stations de traitement mécanique à faible charge



b) Distribution basée sur la population desservie par des étangs facultatifs classiques et des stations de traitement mécanique à faible charge (excluant le Manitoba)

9 500 habitants. Cependant, bien que les étangs facultatifs classiques soient utilisés dans 40 % des stations de traitement secondaire au Canada (figure 3.2a), la proportion de la population qui est desservie par ce type d'installations ne représente qu'un maigre 4 % de l'ensemble de la population dont les eaux usées sont traitées en étangs classiques et dans les stations de traitement secondaire mécanique (figure 3.2b).

La figure 3.3 présente une autre ventilation des stations de traitement secondaire, basée uniquement sur les procédés de lagunage (c.-à-d. étangs facultatifs classiques ou étangs aérés mécaniquement à faible charge). D'après les données indiquées au tableau 3.1, ces deux types de procédés représentent ensemble quelque 70 % du nombre total de stations de traitement secondaire au Canada. Bien que les systèmes de traitement mécanique en étangs soient habituellement utilisés dans les petites agglomérations rurales et semi-rurales où le débit des eaux usées est relativement faible, il existe aussi certaines applications à moyenne et à grande échelle, notamment l'étang aéré de 75 MLD (ou 16,5 MIGD) à Regina (Saskatchewan), comme l'illustrent les figures 3.3a et 3.3b.

La distinction entre les niveaux de traitement secondaire et tertiaire, de même que les exigences propres au site en matière d'élimination de l'ammoniac, n'ont pas été clairement définies ou précisées dans les données recueillies lors de l'enquête sur les STEP du Canada. Dans certains cas, des concentrations limites en ammoniac ont été établies en fonction des objectifs de qualité de l'eau prévus pour les usages en aval, du pourcentage de la zone de mélange (c.-à-d. pourcentage du débit servant à la dilution) et des facteurs de répartition (c.-à-d. pourcentage de dilution admissible, alloué à chaque responsable de rejets).

L'élimination chimique du phosphore se fait sur une base saisonnière ou annuelle, dans plusieurs stations de traitement primaire et secondaire du Québec, de l'Ontario et de la Colombie-Britannique. Les stations de traitement biologique qui utilisent actuellement des procédés biologiques pour l'élimination des nutriments – ou qui disposent des installations nécessaires pour ce faire – se trouvent en Alberta (deux stations), en Colombie-Britannique (six stations, dont trois utilisant le procédé Bardenpho), en Ontario (trois stations) et au Québec (deux stations).

3.2.2 Capacités de traitement et considérations connexes

Le contrôle ou l'élimination de l'ammoniac ou de l'azote total n'est pas, à l'heure actuelle, une exigence réglementaire générale qui s'applique aux STEP du Canada. Les stations qui n'utilisent que le traitement préliminaire, le traitement primaire ou le traitement primaire couplé à un traitement chimique ne disposent pas des mécanismes nécessaires pour éliminer l'ammoniac, même si l'élimination des matières en suspension réduit dans une certaine mesure la teneur en NTK. Qui plus est, la majorité des stations de traitement secondaire sont conçues dans le but principalement de réduire la DBO et de contrôler les rejets des matières totales en suspension. Les stations de traitement secondaire classiques peuvent néanmoins réduire dans une certaine mesure la teneur en azote ammoniacal total, par assimilation, volatilisation et/ou nitrification, suivant la conception du procédé et les conditions d'exploitation.

Dans les étangs facultatifs classiques munis de dispositifs pour le stockage des effluents et conçus de manière à assurer un rejet annuel contrôlé à l'automne, il est possible d'atteindre de faibles taux résiduels d'azote ammoniacal total (c.-à-d. < 5 mg/L) dans l'effluent (MEO et Environnement Canada, 1993). Dans le cas, par

contre, des étangs à écoulement continu où les concentrations en ammoniac rejetées durant l'été et l'automne sont faibles, les concentrations en azote ammoniacal total sont habituellement élevées le reste de l'année en raison des effets saisonniers marqués (MEO et Environnement Canada, 1993; NovaTec Consultants Inc., 1996). En résumé, il ne semble pas réaliste de vouloir concevoir, en régions froides, des étangs à écoulement continu ou saisonnier (c.-à-d. deux fois par année) qui puissent maintenir efficacement la concentration en azote ammoniacal total de l'effluent en deçà de 5 mg/L.

Des améliorations seraient nécessaires pour accroître la qualité des effluents traités en étangs, de manière à ce que les concentrations en azote ammoniacal soient réduites à moins de 5 mg/L sur une base régulière, au besoin. Un des procédés qui a été utilisé à cette fin est celui de la filtration intermittente sur sable, pour le polissage saisonnier des rejets traités en étangs (MEO et Environnement Canada, 1993; McMaster University et WTI, 1996); ce procédé ne peut toutefois s'appliquer qu'aux effluents provenant d'étangs à écoulement saisonnier.

Le grand nombre d'étangs facultatifs classiques et d'étangs aérés mécaniquement laisse croire que d'importantes améliorations devront sans doute être apportées s'il faut, au besoin, maintenir régulièrement la concentration mensuelle maximale en azote ammoniac total dans l'effluent à moins de 5 mg/L. Pareille exigence s'appliquerait surtout si la concentration en ammoniac total dans l'effluent à la sortie de l'émissaire était la seule préoccupation; cependant, les exigences en matière de traitement pourraient être moins rigoureuses si l'on tenait compte également, dans la réglementation sur les rejets d'ammoniac, des conditions du plan d'eau récepteur, par exemple des températures minimales durant l'hiver, lesquelles auraient pour effet de réduire la fraction de la forme non ionisée toxique de l'ammoniac et d'augmenter, dans une proportion correspondante, la concentration en azote ammoniacal total admissible dans les rejets.

Les stations de traitement secondaire mécanique à forte charge, qui sont conçues et exploitées en fonction d'un temps de rétention des boues (TRB) et d'un temps de rétention hydraulique (TRH) relativement courts, d'une charge massique élevée et d'une concentration limitée en oxygène dissous (c.-à-d. < 2 mg/L), n'assurent qu'une nitrification minimale, et même nulle, et n'éliminent qu'une modeste fraction de l'azote ammoniacal total. Par contre, les stations de traitement secondaire mécanique à biomasse en suspension et à biomasse fixe, qui sont conçues et exploitées en fonction d'une charge moindre, peuvent assurer une nitrification partielle, voire complète, et donc accroître le taux d'élimination de l'ammoniac. Cependant, ces procédés sont souvent tributaires des conditions saisonnières, notamment de la température de traitement. L'ajout de produits chimiques ou la filtration tertiaire (ou les deux) – qui sont utilisés dans un certain nombre de STEP au Canada pour mieux contrôler les rejets de phosphore soluble et total – n'influent pas de façon significative sur l'élimination de l'azote ammoniacal total.

Les procédés des boues activées en aération prolongée peuvent habituellement supporter une population nitrifiante, du fait que le TRB, le TRH et le taux en OD sont élevés, et donc assurer une nitrification complète durant toute l'année (MEO, 1984; MEO et Environnement Canada, 1993). L'amélioration de l'étape de clarification secondaire pourrait toutefois s'avérer nécessaire dans certaines stations existantes qui utilisent le procédé en aération prolongée, pour mieux contrôler le TRB au niveau requis pour

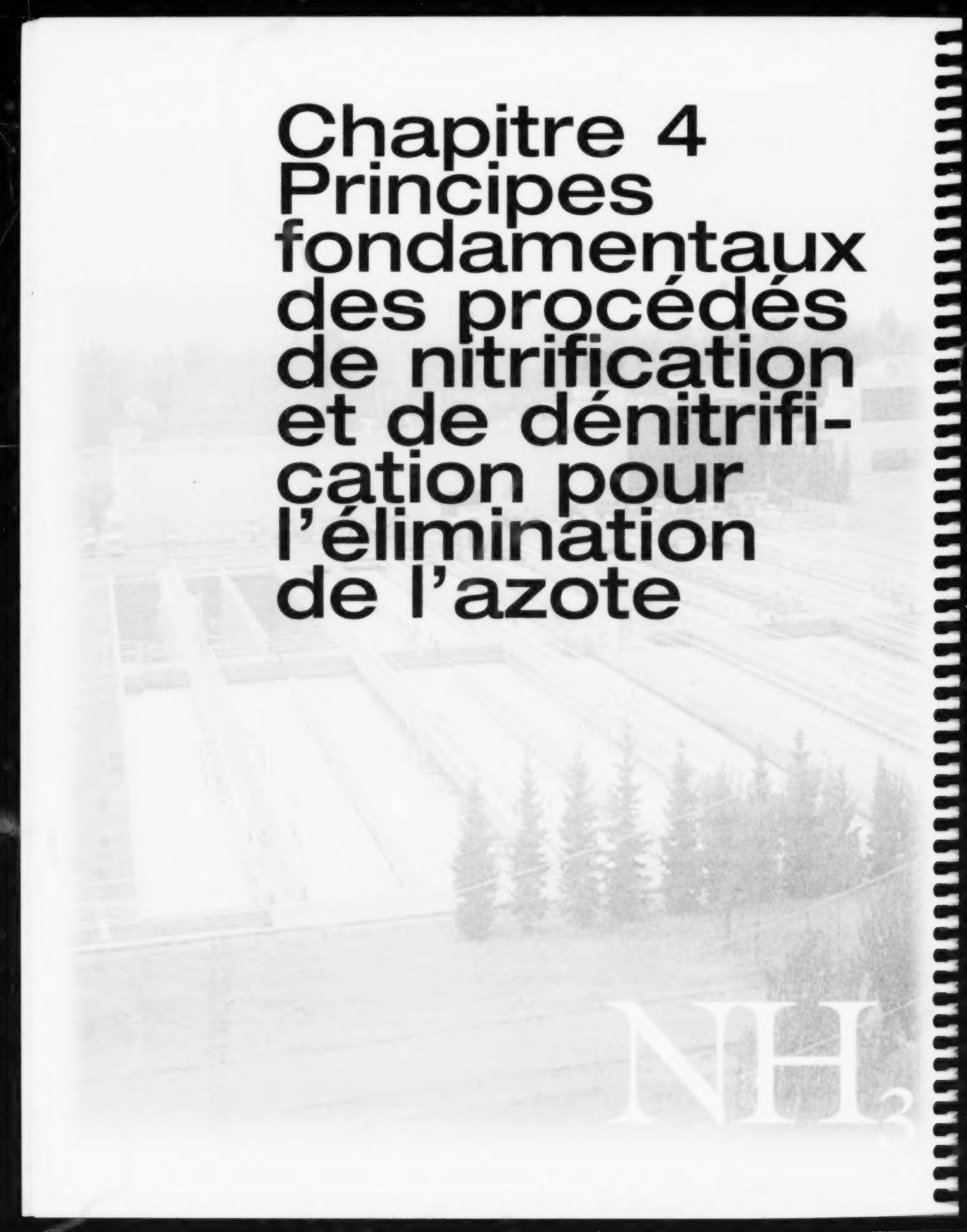
obtenir une nitrification durant toute l'année (MEO, 1990).

Comme nous l'avons indiqué dans la section précédente, des procédés biologiques d'élimination des nutriments ont récemment été mis en place dans un certain nombre de stations au Canada, dans le cadre de projets de modernisation ou de construction de nouvelles installations. Les procédés biologiques d'élimination des nutriments visent en soi à obtenir une nitrification complète et régulière.

Comme les effluents rejetés par la plupart des STEP au Canada sont d'importantes sources d'azote ammoniacal total dans le milieu récepteur, des améliorations pourraient s'avérer nécessaires pour accroître le rendement du traitement. Ceci dépendra des limites réglementaires qui pourraient être imposées relativement aux rejets d'ammoniac dans les effluents, des conditions propres au site et des caractéristiques du plan d'eau récepteur.

Les améliorations pourraient consister en l'optimisation des procédés, la rénovation ou l'agrandissement des stations, l'installation de procédés complémentaires ou le remplacement des systèmes actuels par de nouveaux procédés, dans le but d'obtenir une nitrification complète toute l'année. Des améliorations relativement exhaustives devront être apportées aux stations qui n'utilisent à l'heure actuelle que le traitement préliminaire, le traitement primaire ou le traitement primaire couplé à un traitement chimique; il en va de même des étangs aérés relativement grands à écoulement continu qui, eux aussi, pourraient nécessiter de grandes améliorations ou même être remplacés s'il est impossible d'y aménager des étangs de stockage en aval, car ceux-ci requièrent beaucoup d'espace. Au Canada, un certain nombre de STEP ont déjà été modernisées pour mieux contrôler les rejets d'azote ammoniacal total ou d'azote total ou en sont à l'étape de la planification en vue de l'installation de systèmes améliorés d'élimination des nutriments (p. ex., la STEP de la ville de Winnipeg). Le chapitre 6 présente une vue d'ensemble des améliorations qui pourraient être appliquées, en regard de divers scénarios de traitement et des différents types de procédés existants.

Chapitre 4
Principes fondamentaux des procédés de nitrification et de dénitrification pour l'élimination de l'azote



Chapitre 4
Principes fondamentaux des procédés de nitrification et de dénitrification pour l'élimination de l'azote

Ce chapitre passe en revue les aspects fondamentaux des procédés biologiques qui interviennent dans l'élimination de l'azote contenu dans les eaux usées. On y fera référence, notamment au chapitre 5 où sont décrites des techniques particulières de nitrification et de dénitrification et au chapitre 6, qui traite des principaux facteurs et aspects à considérer au moment de choisir les procédés de remplacement, en regard d'applications précises dans les STEP.

4.1 Chimie de l'azote

L'azote est un élément indispensable à la croissance de la biomasse, que l'on retrouve dans les protéines et les acides nucléiques. En se basant sur la composition d'une biomasse des boues activées type ($C_5H_7NO_2$), on calcule habituellement que la teneur en azote est de 0,12 g/g de matières volatiles en suspension (MVS) (soit 12 %).

L'azote peut être présent sous différents états d'oxydation, dont la valeur varie entre -3 et +5; les formes les plus répandues sont indiquées à la figure 4.1. La figure 4.2 indique pour sa part les principales formes d'azote que l'on retrouve au début (influent) et à la fin (effluent, boues, gaz) d'un procédé biologique.

4.2 Le cycle de l'azote dans le traitement des eaux usées

Les procédés importants du cycle de l'azote sont illustrés à la figure 4.1 et discutés ci-après.

4.2.1 *Hydrolyse*

L'hydrolyse fait référence à la dégradation de la matière organique en ses composés de base (p. ex., l'ammonium). D'autres expressions, par exemple « lyse de la matière organique », « ammonisation » ou « respiration endogène de la biomasse », font toutes référence à l'hydrolyse.

Durant le traitement biologique des eaux usées, la matière organique de l'influent est hydrolysée, afin que la biomasse puisse « brûler » la matière organique et produire de l'énergie, laquelle servira au maintien des cellules et à la synthèse de la biomasse (qui utilise également la matière organique comme constituants cellulaires).

4.2.2 *Synthèse*

L'azote nécessaire à la synthèse de la biomasse est assimilé sous forme d'ammonium par la plupart des organismes vivants, à l'exception des plantes vertes et des algues qui utilisent les nitrates comme source d'azote.

4.2.3 *Nitrification*

La nitrification est un procédé en deux étapes qui consiste en l'oxydation de l'ammoniac total ou nitritation (transformation de l'ammonium en nitrites), puis en l'oxydation des nitrites, ou nitratation (nitrites en nitrates). La nitritation est réalisée par des bactéries comme *Nitrosomonas* et la nitratation par *Nitrobacter*, toutes deux des organismes autotrophes (c.-à-d. qui utilisent du carbone inorganique (le dioxyde de carbone) comme source de carbone pour la synthèse cellulaire). Pour qu'il y ait croissance bactérienne, les cellules microbiennes doivent obtenir de l'énergie pour produire les constituants cellulaires.

Figure 4.1 Voies métaboliques de l'azote, importantes dans le traitement des eaux usées

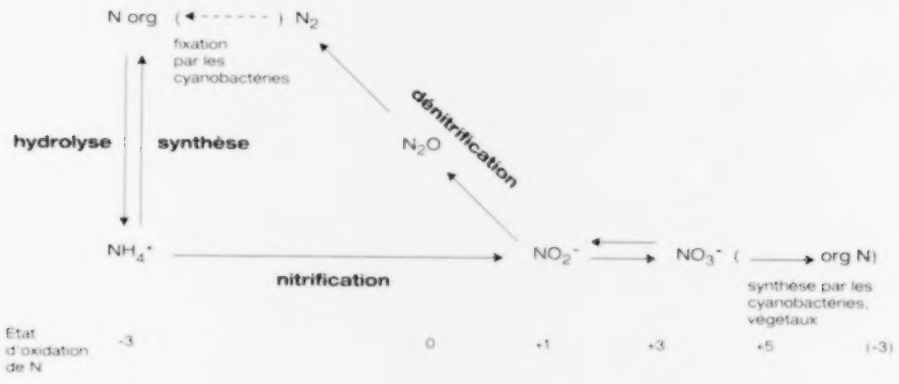
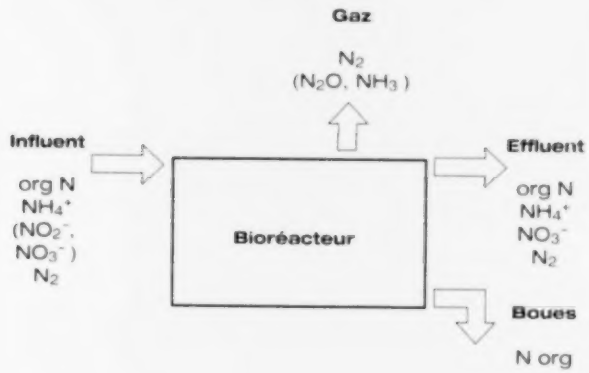


Figure 4.2 Formes d'azote importantes dans le traitement des eaux usées



Même si les bactéries nitrifiantes ne se développent qu'en présence d'oxygène dissous, l'absence prolongée d'oxygène dissous n'est pas pour autant létale (WEF, 1998).

4.2.3.1 Stœchiométrie

Durant l'oxydation de l'ammonium en *nitrates* sous l'action de *Nitrosomonas* et de *Nitrobacter*, on observe la réaction productrice d'énergie suivante :

$$NH_4^+ + 2\ O_2 \rightarrow NO_3^- + 2\ H^+ + H_2O \qquad (4.1)$$

La croissance cellulaire peut elle aussi être représentée par une équation basée sur la réaction qui précède. S'il l'on tient compte du taux d'assimilation des cellules, l'équation globale représentant la production d'énergie et la synthèse nécessaires à l'oxydation de l'ammonium en nitrates est la suivante :

$$1{,}00\ NH_4^+ + 1{,}89\ O_2 + 0{,}0805\ CO_2 \rightarrow 0{,}0161\ C_5H_7NO_2 + 0{,}984\ NO_3^- + 1{,}98\ H^+ + 0{,}952\ H_2O \qquad (4.2)$$

À partir de cette équation, on peut établir un certain nombre de relations stœchiométriques qui décrivent la diminution du taux d'oxygène et de l'alcalinité et la croissance de la biomasse; ces relations sont résumées au tableau 4.1.

4.2.3.2 Cinétique

Le taux (c.-à-d. la cinétique) de nitrification (c.-à-d. faisant intervenir la croissance des bactéries nitrifiantes et l'oxydation de l'ammonium) peut varier en fonction d'un certain nombre de facteurs qui auront une incidence directe sur la conception et les caractéristiques de fonctionnement des procédés de nitrification.

On considère que le taux de croissance maximal spécifique des bactéries nitrifiantes (soit entre 0,3 et 1,2/jour) est de 10 à 20 fois plus lent que celui des bactéries hétérotrophes responsables de la stabilisation de la matière organique. Vu la lenteur du taux de croissance, le temps de rétention des boues doit être suffisamment long pour obtenir une nitrification stable.

Comme l'indique l'équation 4.2, la nitrification doit se faire en présence d'ammoniac et d'oxygène dissous et un taux limitant de l'un ou l'autre composé réduira le taux de nitrification. En présumant que tous les autres facteurs sont optimums, une concentration réelle d'azote sous forme d'ammonium variant entre 0,6 et 3,6 mg/L se traduirait par un taux de croissance des bactéries nitrifiantes équivalant à la moitié de sa valeur maximale. Dans le cas de l'oxygène dissous, une concentration entre 0,4 et 2,0 mg/L réduirait de moitié le taux maximal de nitrification. Pour que la nitrification soit efficace, il est généralement recommandé de maintenir la concentration en oxygène dissous à au moins 2 mg/L.

Dans les systèmes uniques aux boues activées qui ont pour but d'éliminer l'azote total et le phosphore, la biomasse est exposée de façon cyclique à des milieux aérés et non aérés. Des études ont démontré que l'absence d'oxygène dissous pendant jusqu'à cinq heures a peu d'effets sur le taux de nitrification. En revanche, des surcharges organiques transitoires peuvent avoir une incidence sur la nitrification, du fait que les bactéries assurant la nitrification et les micro-organismes hétérotrophes stabilisant la matière organique se font concurrence pour l'oxygène disponible. Le cas échéant, il peut y avoir accumulation de nitrites et il est alors recommandé d'accroître le taux d'aération.

Le pH optimal pour la nitrification se situe entre 7,0 et 8,5, bien qu'il puisse y avoir nitrification à une unité standard de pH variant entre 6,0 et 10,0. Comme il y a production d'acide libre

Tableau 4.1 Stœchiométrie des réactions

Procédé	Stœchiométrie des réactions
Nitrification	4,6 mg de O_2 utilisé/mg d'azote ammoniacal total oxydé
	7,1 mg d'alcalinité ($CaCO_3$) réduite/mg d'azote ammoniacal total oxydé
	0,10-0,15 mg MVS (bactéries nitrifiantes) formées/mg d'azote ammoniacal total oxydé
Sources d'alcalinité	1,8 mg d'alcalinité ($CaCO_3$) ajoutée/mg CaO (chaux vive) ajoutée
	1,4 mg d'alcalinité ($CaCO_3$) ajoutée/mg $Ca(OH)_2$ (chaux hydratée) ajoutée
	1,2 mg d'alcalinité ($CaCO_3$) ajoutée/mg NaOH (soude caustique) ajoutée
	0,9 mg d'alcalinité ($CaCO_3$) ajoutée/mg Na2CO_3 (soude) ajoutée
Dénitrification biologique	3,6 mg d'alcalinité ($CaCO_3$) rétablie/mg d'azote des nitrates réduit
	rendement en biomasse similaire ou légèrement inférieur à celui obtenu par la stabilisation hétérotrophe aérobie de la matière organique
Chloration (au point critique)	7,6 mg Cl_2/mg d'azote sous forme d'ammonium oxydé (10-30 % de plus en pratique, en raison des réactions concurrentes)
	1,4 mg d'alcalinité ($CaCO_3$) perdue /mg Cl_2 ajouté
	5,1 mg Cl_2/mg d'azote des nitrites oxydé en nitrates

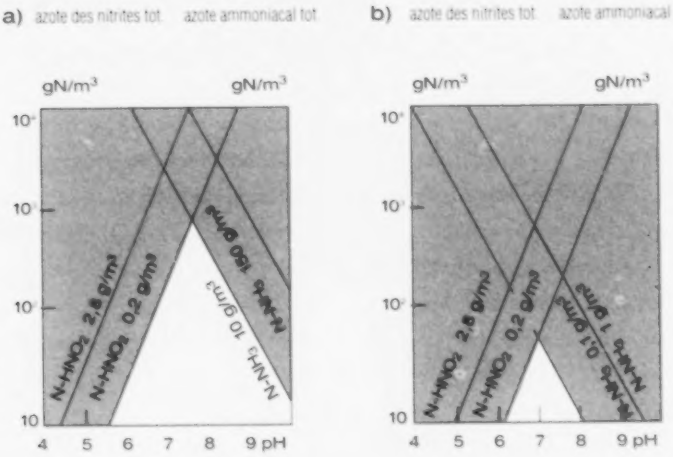
(H^+) (équation 4.2), la nitrification a tendance à réduire l'alcalinité et à diminuer, à la longue, le pH de la suspension. Si l'alcalinité devient insuffisante pour tamponner la production d'acides, le taux de nitrification diminuera parallèlement à la baisse du pH. Au besoin, des sources d'alcalinité peuvent être ajoutées (tableau 4.1) pour assurer une concentration en carbonate de calcium dans l'effluent d'au moins 50 à 100 mg/L. L'aération favorise également l'élévation du pH, en éliminant le dioxyde de carbone de la solution. L'effet du pH sur la nitrification semble être lié à un mécanisme d'inhibition, davantage qu'à un choc toxique, comme en témoigne le rétablissement rapide du taux de nitrification lorsque le pH se situe de nouveau dans l'intervalle optimal. L'adaptation à un pH sous-optimal peut atténuer l'effet inhibiteur du pH, mais le taux de nitrification demeurera en deçà du taux observé à un pH optimal.

La température influe de façon significative sur le taux de croissance des bactéries nitrifiantes. La nitrification se produit entre 4 et 45 °C, la plage de température optimale se situant environ entre 30 et 35 °C. De 5 à 30 °C, la vitesse de réaction double à chaque hausse de 7 °C de la température de nitrification.

4.2.3.2.1 Effets d'inhibition

Certains composés chimiques inorganiques (p. ex, l'ammoniac non ionisé, l'acide nitreux [HNO_2], les métaux) et organiques peuvent exercer un effet inhibiteur sur les bactéries nitrifiantes. Normalement, cette inhibition par les composés chimiques se traduira, non pas par la perte complète de la capacité de nitrification de la biomasse, mais plutôt par l'élimination graduelle des bactéries nitrifiantes. Qui plus est, ces effets sur la population nitrifiante sensible peuvent même être fatals, suivant la substance en cause, sa concentration, la durée de l'exposition et les

Figure 4.3 Inhibition de *Nitrosomonas* (nitritation; a) et de *Nitrobacter* (nitratation; b) par l'ammoniac libre (NH_3) et l'acide nitreux (HNO_2) (d'après Henze *et al.*, 1995)



Les zones claires représentent celles sans inhibition; les zones hachurées, celles où il y a inhibition partielle et les zones ombragées, celles avec inhibition.

autres conditions environnementales (WEF, 1998).

Les concentrations inhibitrices des différents métaux et composés organiques et inorganiques sont indiquées à l'annexe B. La présence d'un certain nombre de substances inhibitrices peut avoir un effet de synergie, susceptible de provoquer des effets toxiques à des concentrations inférieures aux niveaux-seuils propres à chaque substance. Il convient cependant d'interpréter avec prudence les concentrations indiquées pour les substances inhibitrices, car il peut y avoir adaptation pendant la durée d'exposition et que ce phénomène peut réduire, voire éliminer, l'effet inhibiteur dans un système biologique (U.S. EPA, 1993). Les données indiquées peuvent malgré tout servir de points de référence pour juger de l'effet relatif de substances particulières.

L'inhibition de *Nitrosomonas* (responsable de la nitritation) par l'ammoniac libre peut se produire à des concentrations d'azote variant entre 5 et 150 mg/L, alors qu'il peut y avoir inhibition de *Nitrobacter* (responsable de la nitratation) à des concentrations de 0,1 à 1 mg/L (U.S. EPA, 1993; WEF, 1998). Pour sa part, l'acide nitreux est toxique à la fois pour *Nitrosomonas* et *Nitrobacter*, à une concentration d'azote fluctuant entre 0,2 et 2,8 mg/L. La figure 4.3 permet de déterminer les réactions susceptibles d'être inhibées, en fonction du pH et de la concentration en ammoniac total et en nitrites totaux.

4.2.4 Dénitrification

La dénitrification entraîne la transformation biologique des nitrates en azote gazeux, sous l'action des nitrites et de l'oxyde nitreux (N_2O). Cette réaction donne lieu également à la stabilisation de la matière organique, comme

cela se produirait en présence d'oxygène. De fait, la plupart des bactéries dénitrifiantes peuvent utiliser les nitrates ou l'oxygène, mais elles préfèrent l'oxygène lorsqu'il est disponible, car il procure un gain d'énergie supérieur pour une quantité donnée de matière organique stabilisée.

4.2.4.1 Stœchiométrie

En théorie, 1,0 g d'azote des nitrates équivaut à 2,86 g d'oxygène, pour la stabilisation de la matière organique. Donc, par comparaison aux 4,57 g d'oxygène nécessaires pour la nitrification de 1 g d'azote sous forme d'ammonium, la dénitrification réduit de 63 % (c.-à-d. 2,86/4,57) la quantité d'oxygène requise.

Les principales sources de carbone pour la dénitrification sont les eaux usées brutes, les eaux usées brutes fermentées, les boues primaires fermentées, les eaux usées industrielles (p. ex., déchets de brasserie, mélasses), l'acide acétique, le méthanol (CH_3OH) ou encore l'absence totale de source (la dénitrification dépend alors de la décomposition endogène comme source de carbone).

En utilisant le méthanol comme source supplémentaire de substrat organique, l'équation suivante a été proposée pour la dénitrification en présence de nitrates :

$$NO_3^- + 1{,}08\ CH_3OH + 0{,}24\ H_2CO_3 \rightarrow 0{,}056\ C_5H_7NO_2 + 0{,}47\ N_2 + 1{,}68\ H_2O + HCO_3^- \qquad (4.3)$$

Donc, il faudrait environ 2,5 g de méthanol pour la conversion de 1 g d'azote des nitrates. Dans la pratique, toutefois, il faudrait en ajouter de 20 à 100 % de plus, car tout oxygène ou nitrite présent augmentera la quantité de méthanol requise.

L'alcalinité est rétablie par la dénitrification (3,57 mg de carbonate de calcium/mg d'azote des nitrates dénitrifié) dans une proportion légèrement inférieure à 50 % (c.-à-d. 3,57/7,6) du taux réduit par la nitrification.

Le tableau 4.1 résume les relations stœchiométriques qui peuvent servir à déterminer la réduction de l'alcalinité et la croissance de la biomasse.

4.2.4.2 Cinétique

Le taux de croissance maximal spécifique des bactéries dénitrifiantes (soit environ 5 g MVS/g DCO stabilisée par jour) est environ 20 % inférieur à celui des bactéries hétérotrophes aérobies qui stabilisent la matière organique.

La concentration réelle en nitrates influe sur le taux de dénitrification, une concentration de 0,5 mg d'azote des nitrates/L produisant un taux correspondant à la moitié du taux maximal. Il faut également une source de matière organique, dans une concentration d'environ 20 mg/L de DCO soluble et rapidement biodégradable, pour obtenir un taux de dénitrification correspondant à la moitié du taux maximal.

À l'inverse, la présence d'oxygène inhibe la dénitrification, car l'oxygène est le composé de choix pour l'oxydation de la matière organique. On considère ainsi que la dénitrification est complètement interrompue lorsque la concentration en oxygène dissous est supérieure à 1,0 mg/L, que la dénitrification correspond à 50 % de son taux maximum à une concentration en OD de 0,5 mg/L (ou 0,1 ou 0,2 mg/L selon d'autres auteurs) et qu'elle est maximale à une teneur en OD de 0,0 mg/L.

La dénitrification incomplète peut entraîner la formation d'oxyde nitreux, un gaz qui contribue à l'effet de serre dans une proportion de 270 fois supérieure à celle du dioxyde de carbone. Il peut y avoir production d'oxyde nitreux durant les procédés aérobies au cours desquels la charge organique est suffisamment élevée pour abaisser la concentration en oxygène résiduel à moins de 0,5 mg/L. Cette condition favorise simultanément une nitrification lente et une dénitrification partielle.

Le pH optimal pour la dénitrification se situe entre 6,5 et 7,5.

Les effets de la température sur la dénitrification sont similaires à ceux exercés sur les bactéries hétérotrophes aérobies (c.-à-d. doublement de la vitesse de réaction à chaque hausse de 10 °C de la température de traitement).

Enfin, les substances inhibitrices exercent des effets comparables sur les bactéries dénitrifiantes et les bactéries hétérotrophes aérobies.

4.2.5 Autres procédés

Les quelques paragraphes qui suivent décrivent brièvement d'autres procédés de conversion de l'azote, qui interviennent parfois dans le traitement des eaux usées.

4.2.5.1 Synthèse par les végétaux et les algues à partir des nitrates

Les plantes vertes et les algues utilisent les nitrates, plutôt que l'ammonium, comme source d'azote pour la synthèse cellulaire. Ces procédés peuvent se dérouler dans les étangs ou les zones humides.

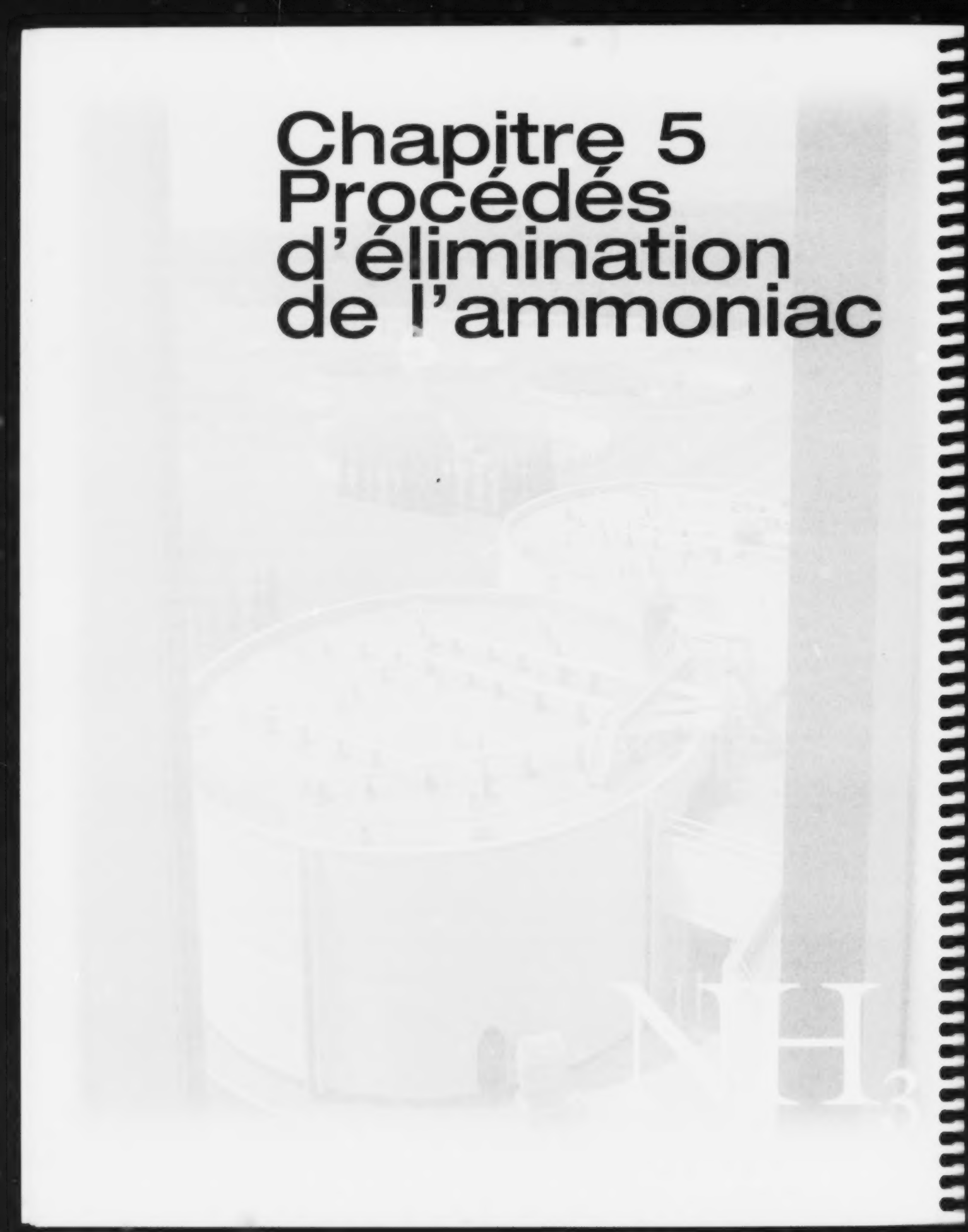
4.2.5.2 Fixation de l'azote

La fixation de l'azote est un procédé au cours duquel l'azote gazeux est utilisé par les cyanobactéries pour la synthèse cellulaire, lorsque l'azote est l'élément nutritif qui limite la croissance en milieu aquatique. Un tel phénomène s'observe parfois dans les lacs et les estuaires, mais risque peu de se produire durant les procédés utilisés par les STEP.

4.2.5.3 Chloration

La chloration peut entraîner l'élimination de l'ammoniac, en le transformant en azote gazeux (tableau 4.1). L'augmentation de la dose de chlore entraîne d'abord la formation de monochloramines, puis de dichloramines et de trichloramines, qui sont associées à une diminution de la concentration en ammonium jusqu'à un point critique au-delà duquel il n'y a plus d'ammonium, et le chlore libre devient mesurable en solution. Cette réaction aurait pour effet de réduire l'alcalinité. La chloration peut aussi entraîner la transformation des nitrites en nitrates.

Chapitre 5
Procédés d'élimination de l'ammoniac



Chapitre 5
Procédés d'élimination de l'ammoniac

Ce chapitre propose un aperçu des techniques qui peuvent être utilisées pour éliminer l'azote ammoniacal total des eaux usées municipales. On y traite de divers procédés biologiques et physico-chimiques qui permettent d'atteindre, d'une manière rapide et uniforme, une concentration cible en azote ammoniacal total dans l'effluent inférieure à 5 mg/L. On trouvera à l'annexe A plus de précisions sur la conception et le fonctionnement de procédés précis, ainsi que sur les avantages et limites de chacun et une liste de certains fournisseurs et personnes-ressources. Les procédés de traitement décrits dans le présent chapitre sont énumérés ci-après :

- *Procédés de nitrification à biomasse en suspension*
  - Boues activées (procédés de conceptions variées, incluant les procédés biologiques d'élimination des nutriments)
  - Chenal d'oxydation
  - Réacteur séquentiel discontinu
  - Bioréacteur à membrane
  - Étang aéré (tributaire des conditions climatiques; nitrification saisonnière seulement)

- *Procédés de nitrification à biomasse fixe*
  - Lit bactérien
  - Contacteurs biologiques (rotatifs et immergés)
  - Réacteurs aérobies à lit fixe immergé (filtres biologiques aérés)
  - Réacteurs aérobies à lit mobile immergé (réacteurs à lit fluidisé et à biofilm sur lit mobile)
  - Filtres à sable à recirculation (procédé de polissage des effluents traités en étangs)
  - Filtres à sable intermittents (procédé de polissage des effluents traités en étangs; élimination saisonnière seulement de l'ammoniac)
  - Marais artificiels (procédés de polissage des effluents traités en étangs; élimination saisonnière de l'ammoniac)

- *Procédés de nitrification mixtes à biomasse fixe et en suspension*
  - Procédés biologiques doubles (combinaisons variées de procédés)
  - Systèmes hybrides (p. ex., procédé intégré à biomasse fixe et aux boues activées)

- *Procédés physico-chimiques*
  - Chloration au point critique
  - Extraction à l'air
  - Échange d'ions
  - Séparation par membrane

- *Autres procédés biologiques*
  - Étang facultatif (tributaire du climat; élimination saisonnière seulement de l'ammoniac)

Divers scénarios peuvent être envisagés pour l'application des procédés d'élimination de l'ammoniac visant à améliorer le traitement des eaux usées municipales. Au nombre des scénarios et applications possibles, mentionnons les suivants :

- nouvelles installations autonomes (construction de stations d'épuration entièrement nouvelles ou remplacement des procédés existants);
- ajout d'une ou de plusieurs nouvelles étapes de traitement pour l'oxydation du carbone et la nitrification, en aval d'une station de traitement primaire existante;
- ajout d'une étape ou modification du procédé, en amont d'un étang existant, pour assurer

simultanément l'oxydation du carbone et la nitrification, durant toute l'année;

- ajout d'une nouvelle étape de nitrification en post-traitement, en aval d'une station de traitement secondaire existante (sans nitrification);
- agrandissement d'une station de traitement secondaire pour en améliorer le rendement ou en accroître la capacité, par l'augmentation du volume des procédés existants;
- modernisation d'une station de traitement secondaire existante, pour en améliorer le rendement et/ou en accroître la capacité par la reconfiguration des procédés et/ou l'ajout de nouvel équipement, et
- optimisation des conditions de traitement dans une station de traitement secondaire existante en vue d'en améliorer le rendement.

Les sections 5.1 et 5.2 décrivent respectivement les procédés biologiques et physico-chimiques d'élimination de l'ammoniac. Ces procédés ont été appliqués avec succès au traitement des eaux usées municipales en conditions réelles et permettent de réduire la concentration en azote ammoniacal total en deçà de 5 mg/L, selon les conditions de traitement. Les procédés décrits ne représentent toutefois pas une liste exhaustive des nombreuses technologies et procédés disponibles pour éliminer l'azote ammoniacal et/ou l'azote total.

Ce chapitre traite essentiellement des procédés biologiques de nitrification qui s'avèrent techniquement les plus réalisables et économiquement les plus viables pour l'élimination de l'ammoniac durant le traitement des eaux usées municipales. Contrairement aux procédés physico-chimiques, la nitrification n'entraine pas la formation de sous-produits indésirables. La section 5.1.1 fournit des données de base sur les différents mécanismes d'élimination de l'ammoniac durant un traitement biologique. La section 5.1.2 présente un aperçu des diverses configurations possibles, ainsi que les critères de conception en vue de l'intégration des procédés de nitrification. Le présent rapport ne fournit toutefois que des données préliminaires sur les aspects liés à la conception, et d'autres sources de documentation devront être consultées pour obtenir des renseignements plus complets sur la conception et le fonctionnement des procédés (voir p. ex., Metcalf & Eddy, 1991; Randall *et al.*, 1992; U.S. EPA, 1993; WEF et ASCE, 1998).

Les sections 5.1.3, 5.1.4 et 5.1.5 exposent brièvement les divers procédés de nitrification, basés respectivement sur la biomasse en suspension, la biomasse fixe, et la biomasse fixe et en suspension, en décrivant lorsqu'il y a lieu les configurations susceptibles d'améliorer l'élimination des nutriments par voie biologique (c.-à-d. contrôle de la teneur en azote total et en phosphore dans l'effluent par des procédés biologiques). La section 5.1.6 décrit d'autres procédés biologiques classiques qui peuvent être utilisés pour éliminer l'azote alors que la section 5.4 donne un bref aperçu des technologies de traitement nouvelles et novatrices prometteuses. Les procédés biologiques d'élimination améliorée des nutriments sont examinés à la section 5.3, en insistant sur les procédés intégrant la nitrification.

Enfin, la section 5.5 présente des estimations de l'ordre de grandeur des coûts d'immobilisation et de F&E pour certains procédés biologiques de nitrification. Les coûts indiqués ont été établis à partir des renseignements obtenus des fournisseurs, des équations et courbes de coûts publiées et de divers logiciels.

5.1 Procédés biologiques d'élimination de l'ammoniac

5.1.1 Description générale des mécanismes d'élimination

La nitrification par voie biologique aérobie est la technique la plus répandue et la plus efficace pour éliminer, de façon régulière, l'azote ammoniacal total des eaux usées municipales. Les systèmes de nitrification permettent en effet d'éliminer l'azote ammoniacal total des eaux usées sur une base continue et quasi complète (c.-à-d. en réduire la teneur à moins de 1 à 2 mg/L), leur efficacité variant en fonction des conditions de traitement appliquées et existantes (U.S. EPA, 1993). De plus, certains procédés biologiques de nitrification peuvent aussi servir à la dénitrification à l'intérieur du même réacteur, assurant ainsi un meilleur contrôle de l'azote total.

Durant la conception et l'application des procédés biologiques pour l'élimination de l'azote ammoniacal total des eaux usées municipales, il faut tenir compte des diverses formes d'azote. En effet, l'azote ammoniacal total ne représente qu'environ 60 % de la teneur en azote total des eaux usées municipales brutes (Randall *et al.*, 1992), le reste étant principalement sous forme organique et est métabolisé en ammonium (c.-à-d. par l'hydrolyse de l'urée et de l'azote organique particulaire); cette charge additionnelle en ammonium doit donc être prise en considération pour le traitement. Une fraction de l'azote ammoniacal total disponible est éliminée par assimilation pour soutenir la croissance des nouveaux micro-organismes qui interviennent dans la biodégradation des substances carbonées qui génèrent une demande biochimique en oxygène (DBOc) ou dans l'oxydation de l'ammoniac (c.-à-d. bactéries nitrifiantes). La quantité relative d'azote éliminée par synthèse et incorporée dans la nouvelle biomasse dépend du rendement des boues biologiques, mais fluctue habituellement entre 8 et 20 % (Randall *et al.*, 1992).

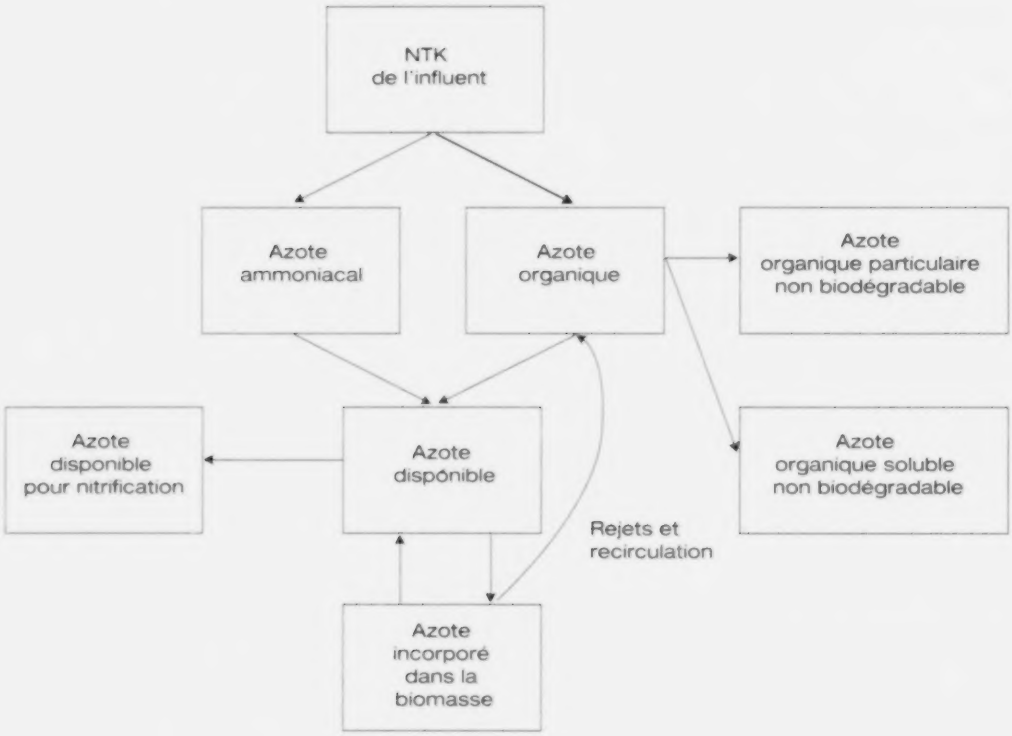
Il est important de tenir compte du fait que, durant le traitement des boues en excès générées dans la STEP, il peut y avoir production de flux secondaires contaminés qui sont habituellement recyclés en tête de la chaîne liquide de traitement. Or ces flux secondaires peuvent accroître sensiblement la charge en azote organique et en azote ammoniacal total. Les étapes de traitement des boues peuvent inclure l'épaississement, la digestion, la déshydratation, la dessiccation et l'incinération, lesquelles produisent toutes un liquide surnageant. Durant la digestion anaérobie plus particulièrement, la majeure partie de l'azote associé aux boues se solubilise. Le surnageant concentré qui en résulte (p. ex., de 500 à 1 000 mg d'azote ammoniacal total/L) est habituellement recyclé dans la chaîne liquide, augmentant du même coup la charge en azote ammoniacal total durant le traitement des eaux usées (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996).

En résumé, la quantité d'ammoniac à éliminer par nitrification équivaut à peu près à la somme de la charge en NTK des eaux usées brutes et de la charge en azote ammoniacal total de tout flux recyclé, moins :

- la quantité d'azote éliminée avec la biomasse excédentaire, et
- la charge en NTK dans l'effluent rejeté (c.-à-d. teneurs résiduelles admissibles en azote ammoniacal total et en azote organique); à noter que la teneur en azote organique non biodégradable soluble, dans l'effluent traité, varie habituellement entre 0,5 et 2,5 mg/L (WEF, 1998; WEF et ASCE, 1998).

La figure 5.1, tirée de U.S. EPA (1989b), illustre les voies du métabolisme et de l'élimination de l'azote dans les systèmes de nitrification.

Figure 5.1 Voies du métabolisme et de l'élimination de l'azote dans les systèmes de nitrification (U.S. EPA, 1989b)



La volatilisation est un autre mécanisme d'élimination de l'azote durant les procédés biologiques de traitement, qui peut être particulièrement prononcée dans les étangs facultatifs à faible charge car la croissance des algues et la photosynthèse par temps chaud peuvent entrainer une élévation du pH. La fraction plus importante d'ammoniac total présent sous forme non ionisée, à un pH et à une température élevés, augmente donc la possibilité de volatilisation. Enfin, l'assimilation d'azote ammoniacal total pour la croissance algale peut être un important mécanisme d'élimination de l'azote durant l'été, dans les étangs facultatifs.

5.1.2 Configurations des procédés de nitrification et critères de conception

Divers procédés biologiques aérobies, de types, de conceptions et de configurations variables, peuvent être utilisés pour assurer une nitrification efficace des eaux usées municipales. Les procédés de nitrification se divisent en diverses catégories selon le type de biomasse nitrifiante utilisée (biomasse en suspension, biomasse fixe ou biomasse fixe et en suspension). La nitrification peut aussi se faire en une ou plusieurs étapes. Les procédés de nitrification en une étape sont conçus de manière à assurer simultanément la réduction de la DBOc par dégradation oxydative et l'élimination de l'ammoniac par assimilation et nitrification. Durant les procédés de nitrification

multiphasiques, il y a d'abord oxydation du carbone et assimilation d'une partie de l'azote disponible dans un réacteur biologique aérobie à forte charge, puis nitrification à charge plus faible, laquelle repose principalement sur la biomasse nitrifiante autotrophe pour l'oxydation de l'ammoniac encore présent.

La nitrification en une étape est le procédé le plus répandu et celui qui offre l'option la plus pratique pour les stations de charge faible à modérée. Bien que plus complexes, les procédés multiphasiques assurent par contre une plus grande stabilité aux procédés de nitrification relativement sensibles, en particulier lorsque l'influent de la STEP est relativement concentré ou qu'il contient des substances industrielles potentiellement inhibitrices. Bien que le système en deux étapes soit plus complexe, que ses exigences en matière de F&E sont plus élevées et qu'il génère davantage de boues, il pourrait malgré tout réduire le volume global de traitement et les surfaces d'occupation nécessaires, notamment dans le cas des applications à débit plus élevé (WEF, 1998).

Il est un facteur important dont il faut tenir compte dans l'application des procédés de nitrification et c'est que les bactéries nitrifiantes croissent plus lentement, qu'elles sont plus sensibles à la variabilité de l'influent et aux conditions de traitement (comme la température, la concentration en oxygène dissous, la concentration en nutriments, le pH et l'alcalinité) et qu'elles sont également plus sensibles aux surcharges, aux effets des substances inhibitrices ou toxiques et aux perturbations, que les micro-organismes hétérotrophes qui dégradent le carbone (Randall *et al.*, 1992; U.S. EPA, 1993). Qui plus est, en raison de leur taux de croissance plus rapide, les micro-organismes hétérotrophes qui dégradent la DBOc ont tendance à l'emporter sur les bactéries nitrifiantes pour l'oxygène disponible. En général, donc, les dimensions des systèmes de nitrification sont prévues de manière à assurer un temps de séjour des boues (T_b) qui soit suffisamment long, à l'intérieur du réacteur aérobie, pour que les bactéries nitrifiantes de croissance lente puissent se reproduire. Le temps de rétention des boues (T_r), aussi désigné âge des boues, fait référence à la durée moyenne pendant laquelle les boues biologiques séjournent dans le bassin d'aération d'un procédé aérobie. Le contrôle d'un T_r suffisant durant la nitrification assurera la croissance et le maintien d'une population de bactéries nitrifiantes et réduira au minimum le risque que ces bactéries soient éliminées du système. Le suivi étroit du T_r dans un procédé aérobie est donc un paramètre essentiel de la nitrification.

Les exigences de la nitrification sont parfois telles que le volume du réacteur aérobie doit être supérieur au volume nécessaire à l'oxydation du carbone. Ce phénomène se remarque tout particulièrement à de très basses températures de traitement (c.-à-d. 10 °C ou moins), où le T_r et la quantité correspondante de biomasse peuvent être considérables à cause de l'effet marqué de la température sur l'activité de nitrification (U.S. EPA, 1993; WEF et ASCE, 1998; WERF, 1999). Ainsi, alors que le T_r nominal minimal pour la nitrification sur biomasse en suspension n'est que de trois jours à une température de 20 °C, il augmente en conditions hivernales pour atteindre 10 jours à une température de 10 °C et 18 jours à 5 °C, d'après les modèles de la U.S. EPA (U.S. EPA, 1993; WEF, 1998). Cette dépendance de la nitrification envers la température peut entraîner des variations saisonnières dans la teneur en azote ammoniacal total de l'effluent. Certains rapports font toutefois état de l'efficacité de la nitrification dans les systèmes à boues activités avec biomasse en suspension, à des températures aussi basses que 2 °C (U.S. EPA, 1993). De même, des concentrations en azote ammoniacal total dans

l'effluent, inférieures à 1 mg/L, ont été obtenues de façon régulière à l'aide d'un lit bactérien avec biomasse fixe, même à une température des eaux usées de 2 °C, à la STEP de Reno-Sparks, au Nevada (WEF, 1998).

Le temps de rétention réel des boues durant un procédé de nitrification aérobie avec biomasse en suspension se calcule en multipliant le T_r théorique minimal nécessaire à la nitrification par un coefficient de sécurité qui varie de 1,5 à 3,0 environ (Randall *et al.*, 1992; WEF et ASCE, 1992). Ceci permet de tenir compte des variations spécifiques au site, quant à la charge et aux caractéristiques de l'influent, des facteurs environnementaux, des incertitudes inhérentes à la cinétique des réactions biologiques et de la présence potentielle de substances inhibitrices, en particulier lorsque les eaux usées industrielles contribuent largement à l'influent (U.S. EPA, 1993). Il est recommandé de concevoir les procédés de nitrification en fonction de conditions où, ni le pH (c.-à-d. valeur entre 6,5 et 8,0 unités standards), ni la concentration en OD (c.-à-d. > 2,0 mg/L à une charge normale et concentration minimale de 0,5 mg/L à une charge maximale), ne sont des facteurs limitants, ceci afin d'assurer un rendement et une stabilité satisfaisants (U.S. EPA, 1993). Dans certains cas, un apport supplémentaire en substances basiques sera nécessaire pour maintenir le pH à un niveau satisfaisant. Dans les systèmes de réduction de la teneur en azote total avec pré-dénitrification, le T_r nominal devra être augmenté dans une proportion comparable à la fraction volumétrique relative de la zone anoxique (p. ex., en général, de 20 à 40 % du volume total du bassin d'aération) pour assurer l'atteinte du T_r cible dans la zone aérobie.

Le rapport DBOc/NTK de l'influent soumis à un traitement biologique est un facteur déterminant susceptible d'avoir une incidence sur la fraction relative des bactéries nitrifiantes formant la biomasse dans les systèmes à biomasse en suspension ou fixe. Le rapport carbone/azote est donc, avec le T_r, un important facteur à considérer durant la conception d'un système. Les bactéries nitrifiantes ne forment que de 2 à 5 % de la biomasse totale dans les procédés de nitrification en une étape où le rapport DBOc/NTK de l'influent se situe normalement entre 5 et 10; par contre, elles peuvent représenter de 10 à 35 % dans les procédés à plusieurs étapes où le rapport DBOc/NTK type est inférieur à 1 (Metcalf & Eddy, 1991; WEF, 1998). La densité de population des bactéries nitrifiantes et l'activité de ces micro-organismes ont une incidence sur le taux de nitrification précis de la biomasse, lequel détermine la quantité minimale de biomasse requise pour maintenir un taux uniforme d'élimination de l'ammoniac.

En résumé, le volume du réacteur, la quantité totale de biomasse active et la capacité de transfert de l'oxygène sont les principales variables pour la régulation des procédés de nitrification. Le temps minimal de rétention des boues pour la nitrification dépend de la composition et de la température des eaux usées, ainsi que de la concentration en OD et du pH dans le bassin d'aération. Le protocole généralement accepté pour la conception d'un système de nitrification à biomasse en suspension se définit comme suit (Metcalf & Eddy, 1991; Randall *et al.*, 1992; U.S. EPA, 1993; WEF et ASCE, 1998) :

1. Déterminer les caractéristiques des eaux usées à traiter et la concentration en azote ammoniacal total à atteindre dans l'effluent traité.
2. Estimer un coefficient de sécurité qui permette d'atteindre les concentrations cibles en azote ammoniacal total durant les conditions de charge maximales prévues et autres conditions transitoires.
3. Estimer le taux de croissance spécifique maximal (c.-à-d. en fonction de la vitesse de

réaction de l'oxydation de l'ammoniac) des bactéries nitrifiantes, en tenant compte de la température minimale et autres conditions ambiantes; on présume que le réacteur sera conçu de manière à assurer le maintien de conditions non limitantes en ce qui a trait à la valeur du pH et au taux d'OD (U.S. EPA, 1993).

4. Déterminer la valeur théorique minimale du T_c, d'après le taux de croissance spécifique maximal estimé en (3).
5. Déterminer le T_c nominal, en tenant compte du coefficient de sécurité déterminé en (2).
6. Calculer le temps de rétention hydraulique et le volume correspondant du bassin d'aération requis pour atteindre la concentration cible en azote ammoniacal total dans les rejets, d'après la concentration prévue en matières volatiles en suspension dans la liqueur mixte (MVSLM).
7. Calculer les besoins en oxygène et le taux de production de boues en utilisant le bilan massique et la stœchiométrie appropriés à la nitrification. Le débit d'air et la puissance (en chevaux-vapeur) du moteur requis pourront ensuite être calculés, en fonction du système d'aération choisi.

La conception des systèmes de nitrification à biomasse fixe est plus complexe, à cause des effets du transfert massique des substrats sur le biofilm et des résistances de diffusion qui y sont associées. Donc, outre les caractéristiques de l'influent et les conditions ambiantes dans lesquelles se déroule le procédé, d'autres facteurs doivent être pris en considération pour la conception du procédé — en l'occurrence l'hydrodynamique, les caractéristiques du transfert de masse et les particularités propres au procédé, comme les caractéristiques et la configuration du milieu de soutien (U.S. EPA, 1993). Les plans sont habituellement établis en fonction du taux d'oxydation de l'ammoniac basé sur la surface estimée, ce taux étant lui-même fondé sur la quantité d'ammoniac oxydée par unité de temps, pour une quantité précise de biomasse dans le réacteur (c.-à-d. taux de nitrification précis de la biomasse fixée ou contenue dans le milieu de soutien). Le taux de nitrification dépend des conditions ambiantes et des conditions de croissance (p. ex., concentration en OD dans le liquide d'au moins 3 mg/L) et des caractéristiques de l'influent (p. ex., rapport DBOc:NTK). La surface nominale du milieu peut être calculée, à partir de la quantité présumée de biomasse fixe par unité de surface du milieu de soutien et d'un coefficient de sécurité prévu, tel qu'indiqué précédemment. Le volume de milieu peut ensuite être déterminé à partir de la surface spécifique du milieu de soutien donné. Pour certains procédés, le taux de charge volumétrique dans le réacteur fait partie des critères de conception.

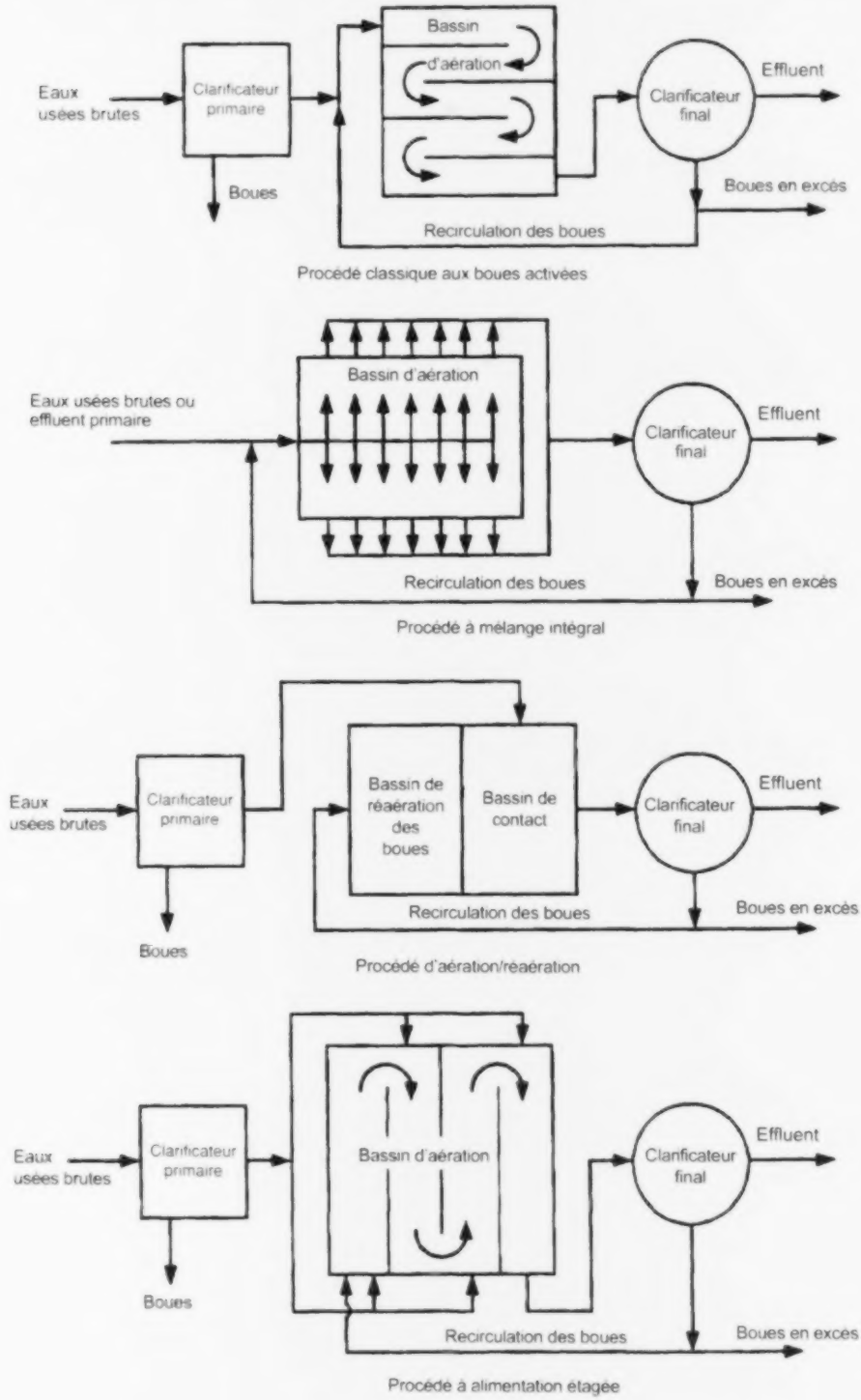
D'autres ouvrages décrivent plus en détail d'importants paramètres des procédés de nitrification et leurs procédures de conception (Metcalf & Eddy, 1991; Randall *et al.*, 1992; U.S. EPA, 1992, 1993; WEF, 1998; WEF et ASCE, 1998).

5.1.3 Procédés de nitrification à biomasse en suspension

Les systèmes de nitrification à biomasse en suspension se divisent en deux catégories, soit les procédés aux boues activées et les procédés en étangs aérés, chacune présentant les caractéristiques suivantes :

- *Les procédés aux boues activées :*
  - comportent des zones d'aération à brassage qui permettent la rétention contrôlée de la biomasse active en suspension (c.-à-d. la liqueur mixte), sans égard au TRH du procédé;
  - peuvent assurer, de façon régulière, l'élimination quasi complète de l'ammoniac durant toute l'année;

Figure 5.2 Configurations des procédés de traitement classiques par les boues activées (U.S. EPA, 1993)



- sont offerts en divers modèles de réacteur classiques et perfectionnés, pouvant convenir à la nitrification.

■ *Procédés en étangs aérés*

- Les étangs aérés sont constitués de bassins d'aération relativement grands, dotés de systèmes mécaniques d'aération de surface ou par diffusion d'air; ils procurent toutefois un niveau de brassage moindre et ne permettent pas le recyclage des boues;
- Les systèmes en étangs aérés offrent un niveau de régulation des procédés moindre que les procédés aux boues activées;
- Dans certaines conditions, ces procédés à faible charge n'assurent qu'une nitrification saisonnière, l'élimination de l'ammoniac étant sensiblement réduite en régions froides comme celles que l'on connaît au Canada (Environnement Alberta, 1987; Environnement Canada, 1987; NovaTec Consultants Inc., 1996).

5.1.3.1 Procédés aux boues activées

5.1.3.1.1 Procédés classiques aux boues activées

Les procédés classiques aux boues activées sont des procédés répandus pour le traitement des eaux usées municipales (WEF et ASCE, 1998). Les systèmes de nitrification par les boues activées sont offerts en réacteurs de modèles et configurations différents, capables d'abaisser, sur une base régulière, la concentration en azote ammoniacal total en deçà de 1 mg/L. Parmi les variantes du procédé classique par les boues activées pouvant servir à la nitrification, mentionnons les systèmes classiques à écoulement en flux piston, à passages multiples en série, à mélange intégral, à mélange intégral avec cuves en série, à aération prolongée, à stabilisation par contact, à aération modifiée à forte charge et à alimentation étagée. Dans les systèmes à écoulement en flux piston ou à passages multiples, le rapport longueur/largeur du bassin d'aération doit être d'au moins 5 à 10 pour 1. Le procédé classique à écoulement continu requiert habituellement le recyclage des boues activées provenant de l'étape de clarification secondaire, dans le bassin d'aération. La figure 5.2, tirée de U.S. EPA (1993), présente un schéma des quatre procédés classiques aux boues activées.

Pour les procédés de nitrification aux boues activées, l'âge des boues doit être suffisamment élevé pour assurer le maintien des populations bactériennes nitrifiantes, dont la croissance est relativement lente. Il s'agit de procédés dont la charge varie de faible à modérée selon les conditions de traitement (WEF, 1990). L'apport d'oxygène se fait généralement au moyen de systèmes d'aération à rendement élevé, par exemple des aérateurs à pores fins utilisés pour l'aération par diffusion à fines bulles, ou des aérateurs mécaniques de surface à basse vitesse, qui servent également à garder la liqueur mixte en suspension. Un manuel de conception publié par la U.S. EPA (1989b) fournit des renseignements utiles sur la conception, le fonctionnement et l'entretien, ainsi que les paramètres économiques et autres des systèmes d'aération à pores fins et autres types de diffuseurs à pores fins. Des données sur la capacité du système d'aération et autres paramètres connexes liés à la nitrification figurent dans CG&S et Hydromantis, Inc. (1996). La nitrification peut aussi se faire au moyen de procédés aux boues activées utilisant l'oxygène pur, bien que ceux-ci soient moins utilisés pour le traitement des eaux usées municipales; ces procédés requièrent des bassins d'aération couverts et plus compacts, mais leurs coûts d'exploitation sont plus élevés à cause de l'apport d'oxygène pur.

Les procédés des boues activées classiques, à mélange intégral ou à flux piston, sont conçus pour fonctionner en mode continu, avec un

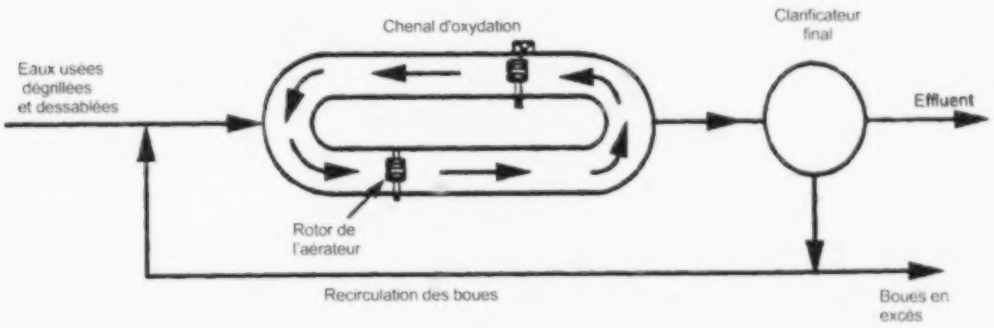
TRH dans le bassin d'aération inférieur à 12 heures, et prévoient une étape de clarification secondaire externe (c.-à-d. décantation ou flottation des matières en suspension) en aval du bassin d'aération, pour séparer les matières en suspension de la liqueur mixte. Les boues séparées et épaissies sont recyclées dans le bassin d'aération (d'où le nom « boues activées recyclées »), et l'effluent décanté ainsi obtenu est éliminé ou soumis à un autre traitement (p. ex., traitement tertiaire et/ou désinfection). Les procédés de nitrification aux boues activées dépendent des propriétés de décantation de la biomasse (c.-à-d. la liqueur mixte), laquelle aide à maintenir le bon T_b. On procède régulièrement au soutirage des boues biologiques en excès, lesquelles sont traitées et éliminées séparément.

La nitrification peut se faire en une seule étape (c.-à-d. combinaison de l'oxydation du carbone et de la nitrification) ou en deux étapes. Le procédé en une étape est le plus répandu pour le traitement des eaux usées municipales. Dans les systèmes à deux étapes, divers procédés peuvent être utilisés pour l'étape initiale d'oxydation à forte charge, laquelle est suivie d'une étape de nitrification distincte à moindre charge. On peut par exemple utiliser, durant la phase initiale de traitement, un procédé aux boues activées avec diffusion d'air à forte charge ou un procédé plus compact à l'oxygène pur. Cette configuration favorise l'activité nitrifiante et confère une stabilité à l'étape de nitrification en aval, par la réduction de la DBOc et l'élimination des substances inhibitrices (p. ex., d'origine industrielle), ce qui optimise le taux de nitrification spécifique des MVSLM, durant l'étape de nitrification en aval et réduit la teneur en azote ammoniacal total de l'effluent. Les coûts d'immobilisation et de F&E d'un procédé en deux étapes sont toutefois plus élevés que ceux d'un procédé en une étape qui combine la réduction de la DBOc et la nitrification. On trouvera plus d'informations sur le procédé aux boues activées en deux étapes dans WEF (1990, 1998).

Les procédés aux boues activées en aération prolongée sont similaires aux procédés classiques aux boues activées, à la différence que le TRH (de 18 à 36 heures) et le T_b (> 20 jours) sont beaucoup plus longs et se déroulent en phase de respiration endogène qui entraîne l'oxydation partielle des matières solides biologiques (U.S. EPA, 1992). Les procédés en aération prolongée exigent un taux d'oxygénation plus élevé, mais réduisent la quantité nette de boues excédentaires à éliminer. Le long T_b, combiné à la faible vitesse de fonctionnement et au haut taux d'oxygénation, favorise une nitrification complète et uniforme durant toute l'année (MEO et Environnement Canada, 1993). La décantation des solides peut cependant être réduite par la formation de petits flocs lorsque le T_b est long; il peut aussi y avoir foisonnement des boues causé par la faible charge massique et remontée des boues sous l'effet de la dénitrification dans le clarificateur secondaire, par temps chaud. Le procédé aux boues activées en aération prolongée peut aussi être sensible au gel lorsque le temps est très froid. On pourrait envisager, au besoin, des systèmes dotés de bassins d'aération et de clarification couverts.

Des procédés mixtes de nitrification et dénitrification sont souvent utilisés pour mieux contrôler la teneur en azote total de l'effluent. Ces systèmes comportent habituellement des zones anoxiques initiales de pré-dénitrification, qui représentent de 20 à 40 % du volume total du bassin d'aération (c.-à-d. zones anoxiques et aérobies). En plus des boues de retour, la liqueur mixte provenant de la zone aérobie est habituellement recyclée vers la zone anoxique, dans une proportion qui varie de 2 à 4 fois le débit de l'influent, ceci afin d'améliorer le traitement des nitrates. Une pré-dénitrification efficace réduit au minimum le risque de

Figure 5.3 Schéma d'un chenal d'oxydation type (U.S. EPA, 1993)



production d'azote gazeux et de boues flottantes durant la clarification secondaire, ce qui facilite la régulation du T_c.

Les procédés par les boues activées – qu'il s'agisse d'installations nouvelles ou modernisées – peuvent aussi présenter des configurations plus complexes pour l'élimination des éléments nutritifs biologiques. Outre la nitrification et la dénitrification, les procédés biologiques d'élimination des nutriments peuvent améliorer l'élimination biologique du phosphore grâce à l'utilisation d'une zone de sélection anaérobie en amont. Ceci élimine l'ajout de produits chimiques et réduit le taux de production de boues en excès. Randall *et al.* (1992) donnent plusieurs exemples illustrant comment des STEP utilisant des procédés classiques aux boues activées ont été transformées en des procédés biologiques d'élimination des nutriments. Qui plus est, cette modernisation ne requiert souvent qu'un agrandissement modeste, voire nul, des procédés en place, que l'on pense au procédé Step Bio-P mis en place à la STEP de Lethbridge (Alberta), laquelle a été modifiée de manière à inclure plusieurs zones distinctes de traitement, sans pour autant accroître la capacité des réservoirs.

5.1.3.1.2 Chenal d'oxydation

Le chenal d'oxydation est un procédé aux boues activées qui se déroule habituellement en mode d'aération prolongée. Il consiste en un simple bassin d'aération en forme de piste de course, habituellement couplé à un clarificateur externe secondaire. Les eaux usées dessablées et dégrillées sont introduites dans la zone anaérobie du réacteur ovale en boucle fermée. En aval de ce point d'admission, la liqueur mixte est aérée au moyen d'un aérateur à brosses rotatives ou d'un autre dispositif d'aération qui imprime une vitesse à la liqueur mixte, l'amenant à recirculer à travers le bassin d'aération à une vitesse d'environ 0,25 à 0,35 m/s (Metcalf & Eddy, 1991). Pendant que la nitrification se produit dans la zone aérobie, la liqueur mixte devient déficiente en oxygène en amont des aérateurs, ce qui crée des zones anoxiques pour la dénitrification. À noter que les zones aérobies, anoxiques et anaérobies qui peuvent ainsi se créer à l'intérieur du réacteur ne sont séparées d'aucun dispositif physique. La figure 5.3, extraite de U.S. EPA (1993), illustre une configuration simple.

Si la capacité d'aération est suffisante, la nitrification peut se produire rapidement dans le chenal d'oxydation, lequel est considéré comme

Tableau 5.1 Phases successives du traitement en réacteur discontinu

Phase	Opérations
1. Remplissage statique	Introduction de l'influent dans le bassin de repos.
2. Remplissage brassage/réaction	L'écoulement de l'influent se poursuit; début du brassage et de l'aération.
3. Réaction	L'introduction de l'influent cesse; l'aération et le brassage se poursuivent.
4. Sédimentation	L'aération et le brassage cessent; début de la clarification.
5. Décantation	Décantation du surnageant décanté.
6. Repos	Mise en attente; soutirage des boues en excès; le réacteur se prépare à un nouveau remplissage et à la répétition des phases.

un procédé stable et fiable (U.S. EPA, 1992). Le procédé unique par les boues activées peut donner lieu à une nitrification et dénitrification simultanées et réduire la teneur en azote dans une proportion de 40 à 80 %. Bien que les taux de nitrification et de dénitrification soient intrinsèquement faibles, la grande quantité de liqueur mixte dans le système compense pour ces basses vitesses de réaction (WEF et ASCE, 1992).

Il est en outre possible d'éliminer les nutriments par voie biologique, par un contrôle adéquat de l'apport en oxygène, et même d'améliorer ce processus par l'installation d'un réacteur anaérobie en amont dans lequel les eaux usées brutes sont mises en contact avec la liqueur mixte recyclée (WEF, 1998).

5.1.3.1.3 Réacteur séquentiel discontinu

La technique par réacteur séquentiel discontinu (RSD) est une autre variante du procédé aux boues activées. Cependant, contrairement au procédé classique par les boues activées en mode continu, le RSD fonctionne en mode remplissage-vidange discontinu, à volume variable. À l'intérieur du réacteur biologique, la biomasse traverse en alternance des zones anoxique, anaérobie et aérobie. Le traitement biologique, de même que la sédimentation et la décantation des boues, se font dans le même bassin, mais en alternance, dans des conditions de mélange intégral durant la phase de réaction et des conditions de repos durant la sédimentation; cette configuration élimine le recours à une phase de clarification secondaire externe et la recirculation des boues. L'air nécessaire au processus de nitrification est introduit à l'aide de diffuseurs à membrane à fines bulles, d'aérateurs à bulles grossières ou d'un système d'aération à jet. Les phases de traitement successives dans le RSD sont indiquées au tableau 5.1 et illustrées à la figure 5.4 (Hydromantis, Inc. et SBR Technologies Inc., 1998).

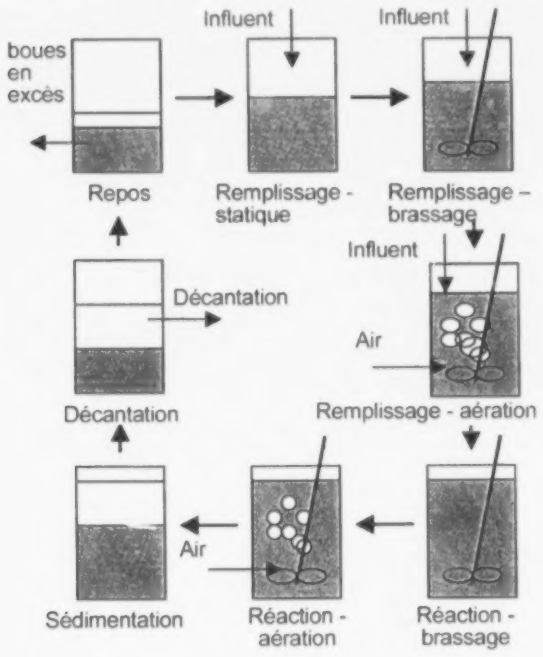
Comme pour tout système de nitrification à biomasse en suspension, il faut prévoir un T_c approprié durant la phase aérobie. On ne s'intéresse donc qu'au temps relatif pendant lequel la liqueur mixte est gardée en mode aérobie.

5.1.3.1.4 Bioréacteur à membrane

Le bioréacteur à membrane (BRM) est un procédé avancé de traitement des eaux usées par les boues activées, capable de produire un effluent exempt de matières en suspension et dont la qualité rappelle celle d'un effluent soumis à un traitement tertiaire. Le procédé allie un réacteur biologique à un système de filtration sur membrane qui retient les boues activées. La configuration la plus courante du BRM appliqué au traitement des eaux

Figure 5.4 Schéma d'un cycle de traitement dans un RSD type

(Hydromantis, Inc. et SBR Technologies Inc., 1998)



usées domestiques consiste en la filtration directe de la liqueur mixte au moyen de membranes de microfiltration ou d'ultrafiltration immergées (Trussell *et al.*, 2000). Ce procédé élimine la nécessité d'avoir une phase de séparation solide-liquide externe, comme la clarification secondaire avec recirculation des boues, et la filtration. Des membranes planes et à fibres creuses ont été utilisées dans cette configuration de filtration *in situ*. Les deux systèmes reposent sur l'utilisation de systèmes d'aération spécifiques, qui sont situés sous les modules membranaires et qui servent à nettoyer les membranes en surface et à contrôler l'encrassement et le flux de filtrat. L'air nécessaire au maintien du processus biologique de nitrification est introduit séparément, au moyen de diffuseurs à bulles fines. Afin de maintenir un flux de filtrat acceptable, les membranes doivent être nettoyées avec des produits chimiques; pour ce faire, on procède régulièrement à un nettoyage en place et aussi, à l'occasion, à un nettoyage plus intensif et plus exhaustif des membranes dans une cuve de nettoyage externe (WERF, 2000).

Le bioréacteur à membranes immergées permet de maintenir des concentrations très élevées de matières solides dans la liqueur mixte (10 000 à 20 000 mg/L). Contrairement aux systèmes classiques aux boues activées, le procédé de séparation solide-liquide dans le BRM ne dépend

pas des caractéristiques de décantation de la biomasse. Les boues activées concentrées permettent d'utiliser des taux de charge élevés et des BRM de modèle réduit. Le procédé se déroule habituellement dans des conditions où le T_c est long (c.-à-d. > 15 jours) et où la charge massique est faible, pour améliorer le rendement de la filtration; donc, la nitrification se fait en général facilement, même par temps froid. Les procédés à membranes immergées requièrent habituellement la recirculation de la liqueur mixte, depuis un point situé sous les modules membranaires jusqu'à l'orifice d'admission du bioréacteur, pour éviter les problèmes dus à l'accumulation de la biomasse et au colmatage (Crawford *et al.*, 2000). L'acheminement de ce flux recyclé vers une zone pré-anoxique permet de contrôler la teneur en azote total et de rétablir l'alcalinité par dénitrification.

Le BRM le plus répandu pour le traitement des eaux usées domestiques en Amérique du Nord est le procédé breveté ZenoGem®, mis au point et commercialisé par Zenon Environmental Inc. et utilisé dans plus de 100 installations où le débit des eaux usées varie principalement entre 10 et 200 m^3/d (WERF, 2000). Un certain nombre d'applications à débit plus élevé (entre 1 000 et 7 600 m^3/d) ont récemment été mises en fonction (c.-à-d. depuis 1997), la plus grosse étant située à Powell River, en Colombie-Britannique (Crawford *et al.*, 2000). Ces installations ont été conçues de manière à pouvoir traiter un débit pouvant atteindre jusqu'à 40 000 m^3/d (8,8 MIGD); des travaux de construction sont aussi en cours en Europe, en vue de l'installation de cette large application du procédé ZenoGem.

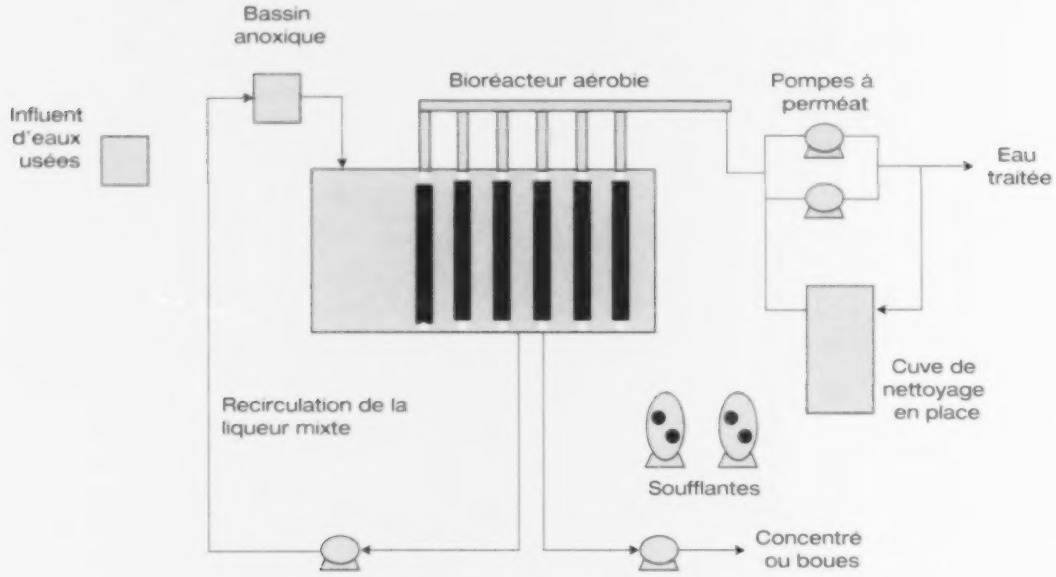
Le procédé ZenoGem utilise des membranes à fibres creuses maintenues lâchement entre les cadres d'appui du module, ainsi que des aérateurs à grosses bulles et des conduites d'élimination du perméat. Ce procédé se déroule sous un vide partiel créé par des pompes à perméat qui amènent l'effluent traité à l'intérieur des fibres creuses, elles-mêmes immergées dans la liqueur mixte. Un flux de filtrat de 25 L/m^2 à l'heure est habituellement utilisé comme débit moyen de conception. La figure 5.5 présente un schéma d'une installation type utilisant le procédé ZenoGem (c.-à-d. modification d'un schéma obtenu de Zenon Environmental Inc.).

Des articles publiés récemment traitent plus en détail de la conception du procédé de bioréacteur à membrane, de ses caractéristiques d'exploitation et des expériences dans l'application de ce procédé (Crawford *et al.*, 2000; Fernandez *et al.*, 2000; Trussell *et al.*, 2000; WEF, 2000a; WERF, 2000).

5.1.3.2 Procédés en étangs aérés

Les étangs aérés et les étangs aérés facultatifs sont des procédés à biomasse en suspension à faible charge, qui utilisent des systèmes d'aération mécaniques et fonctionnent habituellement en mode d'écoulement continu. Les STEP utilisant des étangs aérés assurent la nitrification et un contrôle efficace de l'ammoniac dans des conditions idéales, incluant les températures chaudes et un TRH relativement long dans les cellules aérées (U.S. EPA, 1993). Cependant, les étangs aérés et les étangs aérés facultatifs sont sensibles aux effets saisonniers dans les régions froides typiques du Canada, lesquelles ont pour effet de réduire sensiblement l'élimination de l'ammoniac (MEO et Environnement Canada, 1993; NovaTec Consultants Inc., 1996). C'est ce qui explique que des concentrations en azote ammoniacal total dans l'effluent, supérieures à 5 mg/L, ont été observées en étangs aérés et en étangs aérés facultatifs à écoulement continu, exploités au Canada durant l'hiver et au printemps (MEO et Environnement Canada, 1993; NovaTec Consultants Inc., 1996). Par conséquent, pour atteindre régulièrement des concentrations en ammoniac inférieures à 5 mg/L dans l'effluent

Figure 5.5 Schéma d'un procédé de traitement par bioréacteur à membranes immergées



en régions froides, il faut prévoir au besoin une phase de traitement tertiaire complémentaire pour assurer la nitrification durant toute l'année en mode continu, ou encore un dispositif de stockage à long terme de l'effluent et un procédé de polissage pour un rejet annuel contrôlé à l'automne.

5.1.3.2.1 Étangs aérés

Les procédés de traitement des eaux usées en étangs aérés se composent d'une ou de plusieurs cellules de traitement à l'intérieur desquelles l'apport d'oxygène se fait au moyen de dispositifs mécaniques, comme des aérateurs mécaniques de surface ou des diffuseurs d'air. Une zone de repos est prévue à proximité de l'émissaire de l'étang aéré pour la décantation des matières en suspension. Les étangs aérés sont plus petits et plus profonds que les étangs facultatifs classiques, mais l'aération et le brassage s'y font plus en profondeur, ce qui permet un meilleur contrôle des procédés. Les cellules des étangs aérés peuvent fonctionner en conditions de mélange intégral, ce qui favorise la nitrification, ou de mélange partiel où il se produit une certaine décantation des matières en suspension. Bien qu'aucun traitement primaire ne soit requis en amont de l'étang aéré, un traitement préliminaire est généralement appliqué.

5.1.3.2.2 Étangs aérés facultatifs

Les étangs aérés facultatifs consistent habituellement en une série de cellules à mélange partiel qui sont aérées mécaniquement et à l'intérieur desquelles il y a biodégradation de la majeure partie des matières organiques des eaux usées, et qui sont suivies d'une cellule de polissage facultative pour la décantation des matières en suspension et le traitement additionnel de l'effluent. Les mécanismes de réaction et les interactions à l'intérieur des étangs facultatifs sont plus complexes que ceux qui se produisent dans les étangs aérés à mélange intégral, à cause de la

présence d'une zone benthique composée des dépôts de boues décantées qui subissent une décomposition anaérobie, en particulier par temps chaud. Ce phénomène peut donner lieu à la solubilisation et au rejet d'azote ammoniacal total au printemps, après la période d'exploitation hivernale marquée par une diminution de l'activité des boues et les longues périodes de gel en surface. Contrairement aux étangs facultatifs classiques qui dépendent de la photosynthèse par les algues et d'une certaine réaération en surface comme source d'oxygène pour appuyer la biodégradation, les étangs aérés facultatifs dépendent largement de dispositifs mécaniques d'aération pour l'apport en oxygène. Aucun traitement primaire n'est nécessaire en amont des procédés en étangs aérés facultatifs.

5.1.4 Procédés de nitrification à biomasse fixe

Les procédés de nitrification à biomasse fixe peuvent habituellement maintenir toute l'année une concentration en ammoniac dans l'effluent entre 1 et 3 mg/L (Metcalf & Eddy, 1991). Ces procédés incluent les traitements biologiques en une étape combinant l'oxydation du carbone et de l'ammoniac, et les procédés à deux étapes qui consistent en une phase de nitrification distincte en aval (c.-à-d. nitrification tertiaire où le rapport DBO_c:NTK de l'influent est habituellement inférieur à 1,0 et où la teneur en DBO, soluble est inférieure à 12 mg/L) (WEF et ASCE, 1992, 1998; U.S. EPA, 1993). Un traitement secondaire par biomasse fixe ou en suspension peut être utilisé pour l'étape initiale d'oxydation du carbone à charge élevée, qui précède l'étape de nitrification tertiaire à biomasse fixe.

Les procédés à biomasse fixe sont des traitements biologiques qui dépendent de l'action des micro-organismes fixés sur un matériau inerte. Ces micro-organismes qui se développent à la surface du milieu forment ce qu'on appelle le biofilm.

Les systèmes à biomasse fixe sont réputés pour leur capacité de traiter des charges maximales durant de courtes périodes et leur plus grande résistance aux chocs toxiques. Comme les micro-organismes sont fixés au milieu, la biomasse risque moins de se détacher durant les périodes de forte charge hydraulique et de faibles apports nutritifs que lorsque la biomasse est en suspension.
La conversion et l'oxydation biologiques de la matière organique et de l'ammoniac par la biomasse dépendent de la diffusion à l'intérieur du biofilm. Dans le cas de la nitrification, la diffusion de l'ammoniac et de l'oxygène sur le biofilm est particulièrement importante. Aussi faut-il optimiser le contact entre les constituants des eaux usées, l'oxygène disponible et la surface du biofilm.

Un certain nombre de procédés à biomasse fixe (en une ou deux étapes) peuvent être utilisés pour éliminer l'ammoniac. Certains de ces procédés sont utilisés depuis plusieurs années dans bon nombre d'installations, tandis que d'autres sont des technologies nouvelles qui offrent un grand potentiel en matière de nitrification. La présente section traite des techniques modernes à biomasse fixe qui ont démontré, d'une manière régulière, leur efficacité de nitrification. Ces techniques incluent les lits bactériens, les contacteurs biologiques rotatifs (CBR), les réacteurs aérobies à lit fixe (ou filtre biologique aéré) dont les procédés Biofor et Biostyr, les réacteurs aérobies à lit mobile incluant les réacteurs à lit fluidisé et les réacteurs à biofilm à lit circulant, les filtres à sable intermittents et à recirculation et les marais artificiels. L'annexe A fournit plus de détails sur les caractéristiques des procédés propres à chaque technologie décrite dans cette section.

5.1.4.1 Lit bactérien

Le lit bactérien est un réacteur aérobie à biomasse fixe, à l'intérieur duquel un milieu solide fixé sert à la croissance d'un film biologique actif.

Les eaux usées ayant subi un traitement primaire (décantation ou dégrillage, ou les deux) sont pompées et distribuées à la surface du milieu enduit de la biomasse, à travers lequel l'eau percole vers le drain de sortie. L'élimination de la matière organique soluble et en suspension et du NTK se fait par sorption et assimilation aérobie par le biofilm. L'apport de l'oxygène nécessaire au traitement aérobie se fait au moyen de ventilateurs de recirculation à tirage naturel ou à air pulsé, à travers les interstices du milieu filtrant. La croissance du biofilm augmente à mesure que la charge organique et la concentration de l'influent augmentent, jusqu'à ce que l'épaisseur maximale effective soit atteinte. Le biofilm excédentaire se détache durant la filtration, sur une base continue ou périodique. L'effluent traité qui sort du lit bactérien contient des matières solides décantables; il faut donc procéder à la clarification finale de l'effluent issu du lit bactérien, pour décanter et recueillir la biomasse éliminée du milieu, avant de procéder à la désinfection de l'effluent ou à son rejet final.

Les lits bactériens ont été utilisés pour l'élimination de la DBO_5, l'élimination de la DBO_5 combinée à la nitrification et la nitrification tertiaire. Dans le cas des procédés mixtes alliant l'élimination de la DBO_5 et la nitrification – ou nitrification en une étape – le lit bactérien est habituellement utilisé avec divers profils de recirculation de l'effluent pour atteindre l'efficacité de mouillage du milieu et obtenir des taux de charge hydraulique et volumétrique optimums. La nitrification tertiaire, ou procédé en deux étapes, s'applique à un effluent ayant subi un traitement secondaire, dont la teneur en DBO_5 est faible et la teneur en azote ammoniacal total est élevée. L'effluent secondaire peut provenir d'un lit bactérien précédent ou d'un autre traitement biologique, par exemple un réacteur biologique rotatif ou un procédé aux boues activées. Le lit bactérien en deux étapes, doté d'un dispositif de clarification intermédiaire, permet de traiter un influent à charge élevée en DBO_5 pour en éliminer les contaminants dans le premier lit bactérien et produit, dans le deuxième filtre, un influent décanté à faible DBO_5 et à forte teneur en azote ammoniacal total destiné à une nitrification tertiaire. La recirculation des effluents issus des premier et deuxième lits bactériens permet d'atteindre une efficacité optimale en ce qui a trait au mouillage et au taux de charge. La figure 5.6 présente un schéma de lits bactériens à une et deux étapes, avec circuits de recirculation types.

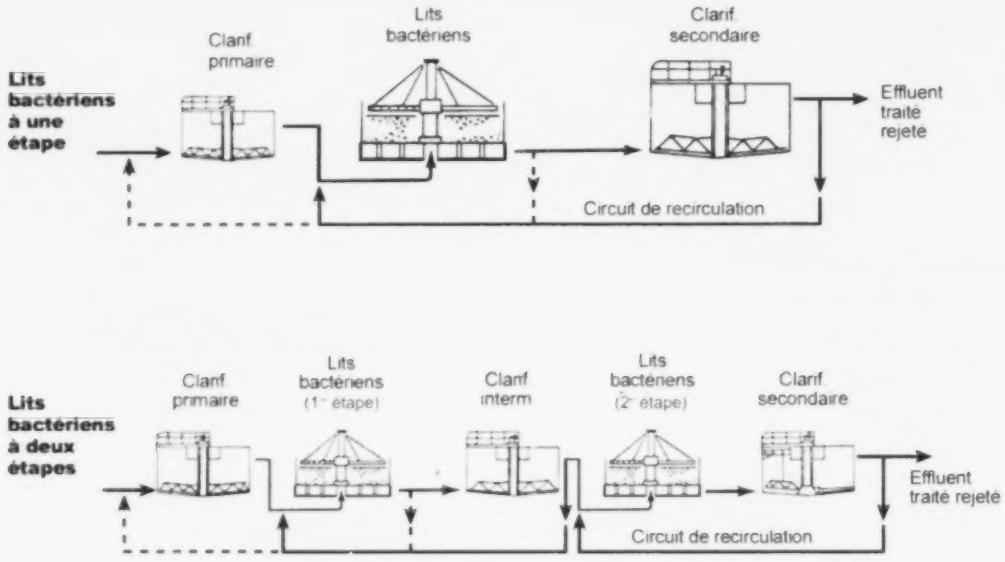
La composante hydraulique du lit bactérien se compare à un flux piston vertical; la croissance de la biomasse à travers le lit bactérien dépend donc du substrat disponible. Le biofilm qui se développe sur le milieu du lit bactérien est habituellement stratifié, les organismes hétérotrophes à croissance rapide se trouvant dans la zone supérieure du lit bactérien où se fait la réduction de la DBO_5, tandis que les organismes nitrifiants autotrophes à croissance lente se retrouvent dans la zone inférieure associée à une faible DBO_5 et à l'activité de nitrification (WEF, 2000b).

Le procédé de nitrification dans le lit bactérien est sensible à l'efficacité de diffusion des nutriments dans la couche du biofilm qui recouvre le milieu, au rapport $DBOc_5$:NTK, à la teneur en DBO_5 totale et soluble dans l'influent, à la disponibilité d'oxygène, à la concentration en azote ammoniacal total et à la température. Enfin, le taux de nitrification dépend du milieu filtrant utilisé, des taux de charge hydraulique et organique et de la ventilation.

5.1.4.2 Contacteur biologique rotatif

Le contacteur biologique rotatif (CBR) est un procédé de traitement qui tire avantage de la croissance du biofilm fixé en conditions aérobies.

Figure 5.6 Configurations de l'écoulement dans un procédé sur lits bactériens en une et deux étapes (Envirex)

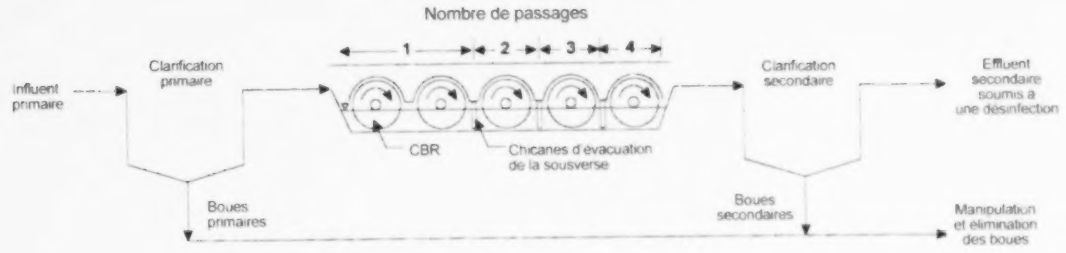


Comme l'illustre la figure 5.7, l'influent qui a préalablement subi un traitement primaire de décantation ou de dégrillage (ou les deux) est réparti uniformément à l'entrée de la première unité du CBR, puis est introduit dans la première phase. Chaque contacteur biologique consiste en un faisceau cylindrique de milieu synthétique, monté sur un axe de rotation horizontal et partiellement immergé (taux d'immersion ~ 40 %) dans un bassin de rétention (U.S. EPA, 1993; WEF, 2000b). Le CBR peut, selon le niveau de traitement désiré, inclure dans la même chaîne de traitement une série d'unités rotatives, séparées les unes des autres de chicanes d'évacuation de la sousverse. L'influent passe de la première phase aux suivantes, en circulant sous les chicanes de séparation. La pellicule biologique qui se forme sur le milieu synthétique, le long de la chaîne de traitement, assure le niveau de traitement aérobie nécessaire à l'élimination de la charge de contaminants. Le biofilm excédentaire se détache durant le fonctionnement de l'appareil, sur une base continue ou périodique. L'effluent traité, à la sortie du CBR, contient des matières en suspension qui sont décantées dans le clarificateur final. L'effluent décanté est ensuite soumis à un autre traitement ou est rejeté.

Selon le débit et la charge de contaminants à traiter, le CBR peut être divisé en une ou plusieurs chaînes, chacune comportant une série de passages avec un ou plusieurs CBR par passage. La composante hydraulique d'un CBR se compare donc à un écoulement piston.

Le milieu cylindrique tourne de façon continue, de manière à exposer le biofilm en alternance aux eaux usées et à l'air. Cette rotation permet l'adsorption des matières solides et la diffusion de la DBO, soluble, de l'azote ammoniacal et des autres éléments nutritifs, de même que le transfert de l'oxygène sur le biofilm pour le traitement aérobie. Il y a ensuite oxydation et synthèse des composants organiques et de l'azote ammoniacal

Figure 5.7 Schéma d'un contacteur biologique rotatif monophasique (U.S. EPA, 1993)



dans la nouvelle biomasse. La figure 5.8 illustre une coupe type d'un CBR; la vitesse de rotation du contacteur biologique varie habituellement entre 1 et 1,6 révolution par minute (U.S. EPA, 1993; WEF, 2000b).

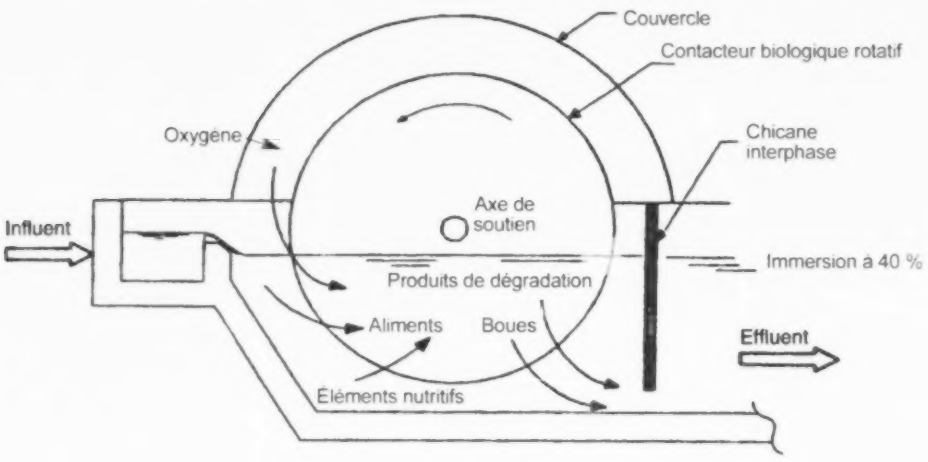
En général, la rotation de l'axe du contacteur se fait mécaniquement, bien qu'un entraînement pneumatique puisse aussi être utilisé. L'entraînement mécanique imprime une vitesse de rotation quasi constante; le couple de rotation est toutefois fonction du poids du biofilm. À l'inverse, le couple de rotation est presque constant avec l'entraînement pneumatique, alors que la vitesse de rotation de la tige varie en fonction du poids du biofilm.

Des CBR ont été utilisés pour l'élimination de la DBO_5, l'élimination de la DBO_5 combinée à la nitrification et la nitrification tertiaire. Dans le cas de l'élimination de la DBO_5 combinée à la nitrification – ou procédé de nitrification en une étape – on utilise une série de contacteurs rotatifs pour réduire d'abord la charge organique durant les premiers passages, puis éliminer l'ammoniac par nitrification durant les derniers passages. La nitrification tertiaire, ou procédé en deux étapes, est appliquée à un effluent à faible DBO_5 et à forte teneur en azote ammoniacal total, qui a subi un traitement secondaire. L'effluent secondaire peut provenir d'un traitement biologique précédent, par exemple un procédé aux boues activées ou un lit bactérien. Un système en deux étapes, avec phase de clarification intermédiaire avant l'introduction dans les CBR, permet de traiter des charges élevées en DBO_5 pour l'élimination des contaminants durant le premier traitement biologique et produit un effluent décanté à faible DBO_5 et à forte teneur en azote ammoniacal total destiné à une nitrification tertiaire dans les CBR.

Comme dans le cas des autres systèmes à biomasse fixe, la nitrification dans le CBR est sensible à l'efficacité de diffusion des éléments nutritifs sur le biofilm qui recouvre le milieu, au rapport $DBOc_5$:NTK, à la teneur en DBO_5 totale et soluble de l'influent, à la quantité d'oxygène disponible, à la concentration en azote ammoniacal total et à la température. Le taux de nitrification est également tributaire des taux de charge hydraulique et organique.

Les contacteurs biologiques immergés offrent une solution de rechange au CBR classique. Le contacteur immergé utilise le même type de CBR, mais la profondeur d'immersion augmente jusqu'à 70 à 90 % (WEF, 2000b). Le principal avantage de ce système est qu'il réduit la charge qui s'exerce sur l'axe. Le contacteur biologique

Figure 5.8 Coupe d'un contacteur biologique rotatif (WEF, 2000b)



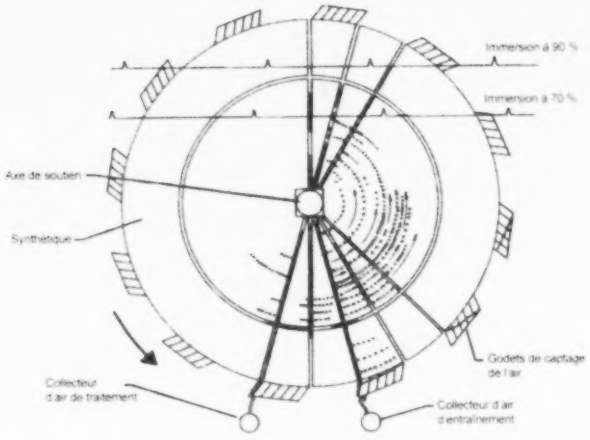
immergé utilise généralement un collecteur d'air double servant à l'élimination du biofilm excédentaire et à l'apport additionnel d'air de traitement. L'axe du contacteur rotatif est habituellement entraîné par un système pneumatique. La figure 5.9 présente une coupe type d'un contacteur biologique immergé (figure fournie par Envirex). Cette coupe montre un système d'entraînement pneumatique constitué d'un mécanisme de diffusion d'air et d'un ensemble de godets fixés sur la partie extérieure du contacteur, pour capter l'air et créer une flottabilité imprimant le mouvement de rotation. La conception du procédé de traitement est la même, que le contacteur biologique soit immergé ou non.

5.1.4.3 Réacteur aérobie à lit fixe immergé

Les réacteurs aérobies à lit fixe immergé étaient auparavant connus sous le nom de filtres biologiques aérés (FBA). L'expression « lit fixe » fait référence à l'utilisation d'un milieu non mobile, immergé à l'intérieur d'une cellule aérée mécaniquement dans le plan vertical. Les réacteurs à lit fixe immergé se divisent eux-mêmes en deux catégories, selon que le lit est décanté ou flottant, ce qui dépend de la densité du milieu filtrant (WEF, 2000b). Le milieu fin de grande surface spécifique, qui est utilisé dans ce type de réacteur, offre la possibilité de procéder simultanément au traitement biologique et à la filtration des matières en suspension, éliminant de ce fait la phase de clarification secondaire ou intermédiaire. Les taux de charge organique et volumétrique (kg de DCO ou DBO_5/m^3 par jour), que peuvent recevoir ces réacteurs, seraient jusqu'à 10 fois supérieurs aux taux de charge indiqués pour le lit bactérien. Ces réacteurs sont donc plus compacts, ce qui peut alors réduire sensiblement la superficie au sol et les besoins globaux en matière de surface occupée. De plus, ces réacteurs peuvent être couverts et installés dans des zones sensibles.

Les études montrent qu'en général les réacteurs aérobies à lit fixe immergé, dont le taux de charge organique est inférieur à 10 kg DCO/m^3 par jour et qui sont utilisés pour éliminer la pollution carbonée des eaux usées ayant un rapport DCO/DBO_5 entre 2 et 2,5, peuvent produire un effluent traité dont la DBO_5 est inférieure à

Figure 5.9 Coupe d'un contacteur biologique immergé (Envirex)



30 mg/L (WEF, 2000b). Selon les rapports publiés, le taux de charge organique maximal, pour maintenir une grande efficacité de nitrification avec un procédé combinant l'élimination du carbone et de l'ammoniac (c.-à-d. procédé en une étape), est de 2 kg DCO/m³ par jour, selon le volume du milieu (WEF, 2000b). Dans certains cas, on peut utiliser la recirculation de l'effluent traité pour maintenir une vitesse de filtration minimale ou favoriser une vitesse constante à travers le milieu. Particularité intéressante de ces biofiltres modulaires, ils peuvent être disposés en une série de chaines de traitement qui permet de passer du mode de traitement en série à un mode de traitement en parallèle lorsque l'écoulement hydraulique est élevé, pour le traitement et la filtration de la charge hydraulique totale.

Les réacteurs à lit immergé décanté se composent d'un milieu filtrant de haute densité soutenu par un plancher portant. Le procédé Biofor, offert par la société Degrémont, est une application de ce type de réacteur. Pour leur part, les réacteurs à lit flottant immergé sont constitués d'un milieu flottant de faible densité, retenu à l'intérieur du réacteur par un plafond portant. Le procédé Biostyr, fabriqué par OTV, est une application de ce dernier type de réacteur.

Auparavant, les réacteurs à lit immergé décanté étaient offerts en deux configurations d'écoulement hydraulique, c'est-à-dire à flux ascendant ou descendant. Les procédés Biocarbone et Biodrof sont deux types de configurations à flux descendant, dans lesquels l'influent est réparti au-dessus du milieu filtrant, puis percole à travers le milieu. L'expérience a toutefois démontré que ces configurations entrainent un colmatage rapide et marqué du milieu, d'où la nécessité d'accroitre la fréquence des lavages à contre-courant pour nettoyer et désobstruer le milieu. Ce type de configuration hydraulique n'est donc pas recommandé et on privilégie aujourd'hui plutôt les procédés à flux ascendant, comme les procédés Biofor et Biostyr, pour réduire les pertes de charge causées par l'accumulation et éviter de fréquents lavages à contre-courant.

5.1.4.3.1 Procédé Biofor

Le procédé Biofor est un réacteur aéré à lit fixe immergé décanté, à flux ascendant avec admission d'air à co-courant. La figure 5.10 présente un schéma des diverses composantes du réacteur. Le réacteur est formé de bassins rectangulaires en béton, dans lesquels chaque cellule se compose des éléments suivants :

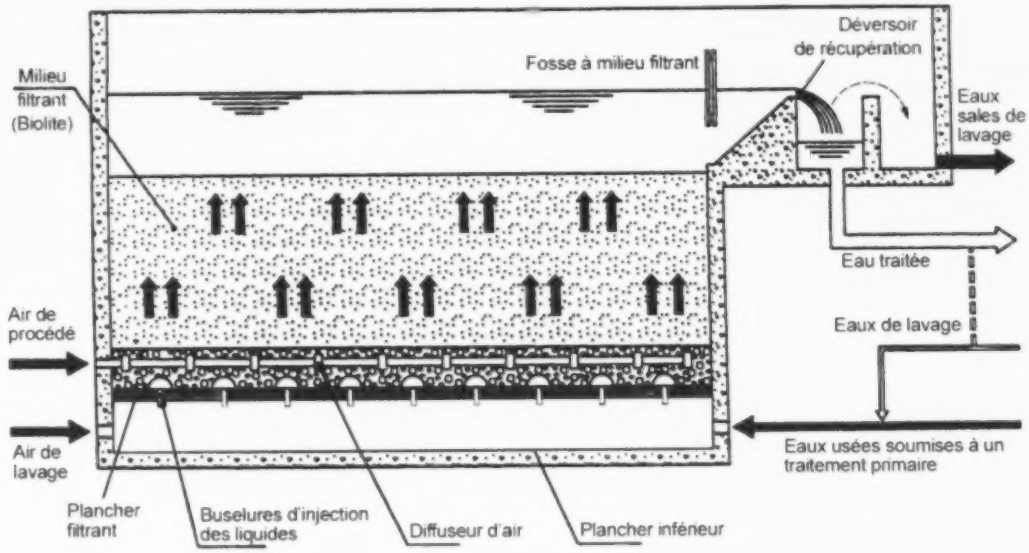
- deux sections verticales, séparées d'un plancher filtrant portant :
  - la section inférieure, située sous le plancher filtrant, sert de point d'entrée aux liquides injectés, lesquels incluent les eaux usées ayant subi un traitement primaire, l'eau de lavage à contre-courant et l'air de lavage;
  - la section supérieure contenant le milieu à travers lequel se font la réaction biologique et la filtration;
- un plancher filtrant portant qui supporte le milieu granulaire et répartit également le flux ascendant au moyen d'un système à injection liquide qui couvre la surface du plancher filtrant;
- un système à injection liquide composé de buselures à queue installées dans le plancher filtrant, pour le passage des liquides introduits sous le plancher filtrant;
- des collecteurs d'air et des diffuseurs à bulles moyennes situés juste au-dessus du plancher filtrant, entre les rangées de buselures, pour assurer l'injection et la répartition égale de l'air de traitement à travers le milieu et ainsi satisfaire aux besoins en oxygène des procédés biologiques;
- un déversoir de récupération de l'eau, en amont;
- un bassin de collecte des eaux traitées en pente descendante et un bassin de récupération de l'eau de lavage à contre-courant, et
- une fosse à milieu filtrant située à l'avant du déversoir, pour réduire la turbulence et les pertes de milieu filtrant.

Le procédé Biofor inclut deux séries de soufflantes, une pour l'air de procédé et l'autre pour l'air de lavage, ainsi qu'une série de pompes pour le retour de l'eau traitée servant au lavage à contre-courant.

Les eaux usées traitées par le système Biofor doivent subir au préalable, s'il y a lieu, un dégrillage, une décantation primaire et un dégraissage. Les eaux usées ayant subi un traitement primaire sont ensuite réparties entre les diverses unités du procédé Biofor, à l'intérieur d'un bassin de séparation. Les eaux usées pénètrent dans la partie inférieure, sous le plancher filtrant, puis sont injectées dans le milieu filtrant en même temps que l'air de procédé, ce qui favorise l'expansion du milieu. La surface du milieu sert au développement d'une biomasse fixe qui assure le traitement des eaux usées. Le milieu retient les matières en suspension et sert de dispositif de filtration. L'eau traitée au-dessus du filtre traverse le déversoir situé à l'avant et est évacuée par le réseau collecteur en vue d'être désinfectée ou éliminée. Une partie de l'eau traitée est conservée à l'intérieur d'un réservoir des eaux de lavage, pour le lavage à contre-courant du milieu filtrant.

Lorsque les pertes de charge provoquées par la croissance d'une quantité excessive de biomasse et par les matières en suspension retenues augmentent et que le niveau d'eau atteint un seuil prédéterminé, un dispositif de lavage à contre-courant est actionné. Le lavage à contre-courant du milieu permet d'éliminer l'excès de biomasse, ainsi que les matières solides retenues dans le milieu filtrant.

Figure 5.10 Réacteur Biofor à flux ascendant (Ondeo Degrémont)



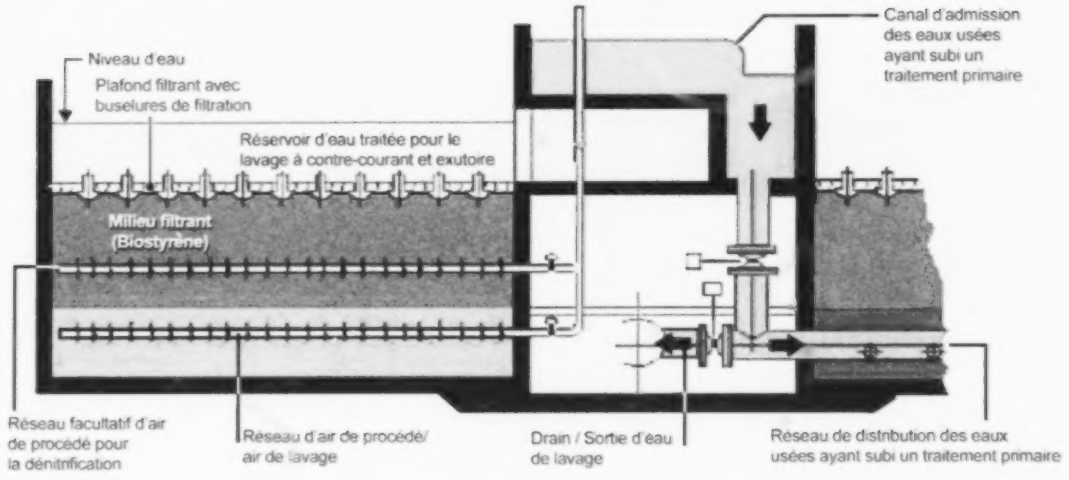
Le procédé Biofor peut être utilisé comme système en une étape combinant l'élimination de la DBO_5 et la nitrification, ou système à deux étapes où l'élimination de la DBO_5 et la nitrification se font en deux étapes distinctes. Dans le premier cas, l'efficacité de nitrification peut être moindre; ce facteur doit être examiné en fonction du taux d'élimination de l'ammoniac requis et, dans certains, des essais pilotes devront être menés. La nitrification tertiaire, au moyen d'un système en deux étapes, porte sur un effluent qui a subi un traitement secondaire et dont la teneur en DBO_5 est faible et la teneur en azote ammoniacal total est élevée. Un effluent secondaire qui présente ces caractéristiques peut provenir d'un réacteur Biofor antérieur ou d'un autre système de traitement biologique, par exemple les étangs aérés.

5.1.4.3.2 Procédé Biostyr

Le procédé Biostyr est un réacteur aéré à lit immergé à l'intérieur duquel la filtration se fait en mode ascendant à travers un milieu flottant fin avec diffusion d'air à co-courant. La figure 5.11 présente un schéma du procédé Biostyr qui consiste en des cellules cubiques, contenant chacune les composantes suivantes :

- deux sections verticales séparées d'un plafond filtrant portant;
  - la partie inférieure, sous le plafond filtrant, reçoit le milieu flottant et comporte une zone inférieure sans milieu filtrant à l'intérieur de laquelle sont introduits les liquides, incluant les eaux usées ayant subi un traitement primaire et l'air de procédé ou de lavage;
  - la partie supérieure est remplie d'eau traitée ou filtrée et sert de zone de stockage pour le lavage à contre-courant par gravité;
- un plafond filtrant muni de buselures de filtration, placées à intervalles réguliers et servant à retenir le milieu filtrant et à évacuer l'eau traitée;

Figure 5.11 Réacteur Biostyr à flux ascendant (Kruger)



- un réseau de tuyaux d'alimentation par le bas, pour l'introduction des eaux usées ayant subi un traitement primaire;
- un réseau collecteur d'air situé au fond du réacteur, pour favoriser la distribution des bulles grossières et le maintien des conditions aérobies nécessaires au traitement biologique;
- des vannes automatiques dans la partie supérieure, servant d'exutoire de l'eau traitée, et
- des robinets de vidange automatiques pour la récupération de l'eau servant au lavage à contre-courant.

Le procédé Biostyr utilise les mêmes soufflantes pour l'insufflation de l'air de procédé et de lavage. Les soufflantes sont dotées d'un système de commande automatique pour ajuster l'apport d'air pour le lavage à contre-courant. Le procédé Biostyr n'utilise pas de pompes pour le retour de l'eau traitée.

Le procédé Biostyr offre également la possibilité d'installer un deuxième réseau collecteur d'air à l'intérieur du milieu filtrant, pour favoriser la formation d'une zone anoxique de dénitrification, sous le collecteur d'air.

Les eaux usées acheminées dans le réacteur Biostyr doivent avoir subi au préalable un dégrillage et une décantation primaire. Elles sont introduites par un canal d'admission où elles sont réparties également entre les diverses cellules du réacteur Biostyr. L'influent est réparti sur le fond du filtre et propulsé vers le haut à travers le milieu filtrant, sous l'effet de la plus grande charge hydraulique, au niveau du point d'entrée, et de l'admission à co-courant de l'air de procédé. Les eaux usées et l'air de procédé traversent le milieu filtrant. Une biomasse fixée se forme à la surface du milieu filtrant, pour le traitement des eaux usées. La filtration des matières en suspension, par le milieu granulaire, se fait à mesure que le flux poursuit son ascension à travers le filtre. Les buselures dans le plafond filtrant amènent l'eau traitée dans un réservoir commun, situé au-dessus des filtres.

L'eau traitée est ensuite évacuée, pour subir un autre traitement ou être éliminée.

L'excès de biomasse et les matières en suspension retenues dans le milieu filtrant augmentent les pertes de charge durant le cycle de traitement. Lorsque le niveau d'eau atteint un seuil limite prédéterminé, un mécanisme de lavage à contre-courant périodique est actionné, lequel permet d'éliminer la biomasse en excès et d'évacuer les matières solides filtrées.

Le procédé Biostyr a été conçu au départ pour éliminer l'ammoniac durant le traitement tertiaire. La technologie est présumée efficace pour éliminer l'ammoniac dans un procédé en une étape combinant l'élimination de la DBOc et la nitrification. Cependant, l'efficacité de nitrification durant l'élimination de l'ammoniac en une étape doit être évaluée en fonction des normes de rejet (teneur en ammoniac) dans l'effluent, et des essais pilotes devraient être menés pour vérifier le niveau de traitement véritablement atteint avec ce système. L'efficacité de nitrification varie en fonction de la concentration en azote ammoniacal total et du rapport DBOc/NTK des eaux usées brutes.

5.1.4.4 Réacteur aérobie à lit mobile immergé

Les réacteurs aérobies à lit mobile immergé reposent sur l'utilisation de particules ou d'un milieu filtrant léger, gardés en suspension et en mouvement par l'insufflation d'air ou l'écoulement d'eau (WEF, 2000b). Dans un milieu non aéré, des dispositifs mécaniques comme des mélangeurs peuvent être utilisés pour garder le milieu en suspension et favoriser la dénitrification. La biomasse fixe se développe sur les particules et le milieu et, dans certains cas, les particules peuvent devenir relativement lourdes. La vitesse d'écoulement de l'eau et de l'air est ajustée pour obtenir la mise en suspension ou la fluidisation des particules et du milieu. Les réacteurs à lit mobile se divisent entre les réacteurs à lit fluidisé et à lit circulant, selon la densité du milieu.

5.1.4.4.1 Réacteur à lit fluidisé

Les réacteurs à lit fluidisé peuvent être utilisés pour les procédés en une étape combinant l'oxydation du carbone et l'élimination de l'ammoniac ou pour la nitrification tertiaire en deux étapes. Il s'agit habituellement de systèmes aérobies à flux ascendant avec admission d'air de procédé à co-courant. Les réacteurs à lit fluidisé à grande échelle ont généralement été utilisés pour le traitement des eaux usées industrielles. Du sable, de l'argile ou un milieu granulaire, pulvérisé et activé, d'une granulométrie moyenne de 0,5 mm, peut être utilisé comme milieu fluidisé (WEF, 1998). Le milieu en suspension procure une grande surface spécifique pour le développement de la biomasse fixe, ce qui permet des taux de charge en azote ammoniacal total supérieurs à ceux pouvant être traités par les procédés classiques à biomasse fixe.

La configuration des réacteurs à lit fluidisé prévoit généralement le traitement primaire de l'effluent, puis la saturation (par un apport externe d'oxygène) de cet effluent traité et la recirculation d'une partie de l'effluent traité final. L'influent total oxygéné pénètre dans le réacteur à flux ascendant, ce qui favorise l'expansion uniforme et la fluidisation du milieu. Le traitement biologique aérobie d'élimination de la DBOc et de nitrification peut se faire dans le réacteur à lit fluidisé. L'effluent qui sort du réacteur pénètre dans un dessableur afin de séparer le milieu filtrant de l'effluent traité et de recirculer le milieu dans le réacteur; il n'est habituellement pas nécessaire de procéder à une clarification secondaire. Une portion du lit fluidisé est pompée depuis le réacteur vers un système de nettoyage du sable, puis le milieu nettoyé est retourné dans le réacteur. L'eau de lavage contenant les matières

solides est concentrée et éliminée avec les boues primaires.

Comme dans les autres réacteurs biologiques à biomasse fixe, la nitrification à l'intérieur du réacteur à lit fluidisé dépend des caractéristiques de l'influent, y compris des charges en azote organique et en azote ammoniacal total, du rapport DBO_c:NTK, de la concentration en azote ammoniacal total et de l'oxygène disponible. Les études pilotes réalisées sur les réacteurs à lit fluidisé montrent que le taux d'élimination de la charge volumétrique et le taux de nitrification diminuent à mesure que la concentration en ammoniac diminue. De plus, la nitrification a tendance à ralentir à de basses températures et elle est sensible au pH et à l'alcalinité.

Des problèmes sont survenus durant les étapes mécaniques de mise à l'échelle et d'exploitation des réacteurs à lit fluidisé, ces problèmes étant reliés aux dispositifs et aux méthodes utilisés pour la distribution de l'influent, la saturation en oxygène et l'expansion du lit (WEF, 2000b). Afin de résoudre certains de ces problèmes, un réacteur à lit fluidisé a été conçu avec tube d'aspiration et air-lift latéral, pour imprimer à l'eau la vitesse nécessaire à l'expansion du milieu par pompage et recirculation de l'influent et du contenu du réacteur.

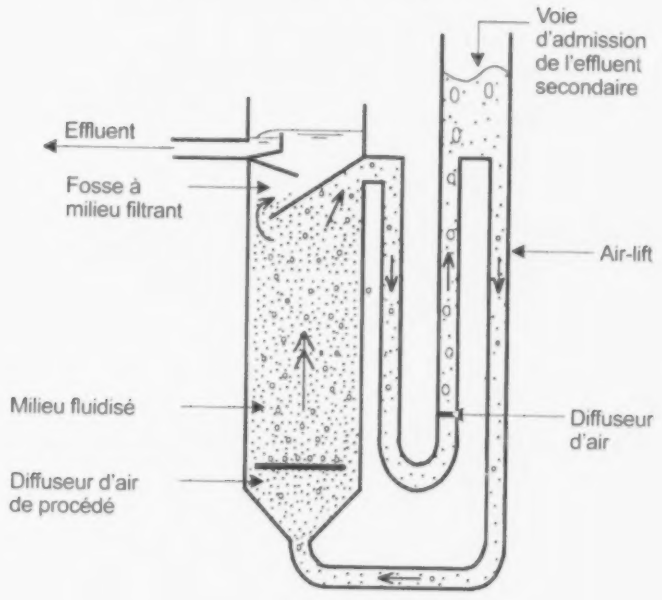
Le procédé Biolift, mis au point par OTV, est une application de ce mode de fluidisation qui a été mis en place à une échelle d'exploitation de 2 400 m^3/d (0,53 MIGD) à la station de Maxeville située à Nancy, en France (WEF, 2000b). Ce réacteur à grande échelle sera en exploitation à compter de 2001, dans la station actuelle de Maxeville qui dessert 300 000 équivalents-habitants par un procédé aux boues activées (John Meunier Inc., communication technique, 2001).

Le procédé Biolift a été conçu pour la nitrification tertiaire dans un réacteur à lit fluidisé à flux ascendant, avec diffusion de l'air de procédé à co-courant. Le procédé fonctionne en mode continu et ne requiert aucun lavage à contre-courant. La figure 5.12 présente un schéma des composantes du réacteur Biolift, lesquelles sont énumérées ci-après :

- air-lift latéral, qui pompe l'influent et le contenu recirculé du réacteur dans la partie inférieure du réacteur Biolift, en un flux ascendant;
- diffuseur d'air de procédé, situé dans le fond du réacteur;
- fosse à milieu filtrant située dans la partie supérieure du réacteur, pour réduire la turbulence et les pertes de milieu dans l'effluent, et
- point d'admission de l'air-lift dans la partie supérieure du réacteur, pour favoriser la recirculation.

Le régime d'écoulement des eaux usées à l'intérieur du réacteur Biolift consiste à pomper, au moyen de l'air-lift, l'effluent ayant subi un traitement secondaire et le contenu recirculé et à les amener à la base du réacteur, pour imprimer une grande vitesse de circulation et ainsi contrôler l'expansion du milieu et la distribution de l'influent. Le diffuseur qui se trouve à la base du réacteur contrôle la diffusion de l'air de procédé nécessaire au maintien de conditions aérobies et au transfert de l'oxygène dans le liquide et le biofilm. Le milieu fluidisé offre une grande surface spécifique pour la croissance du biofilm, ce qui favorise le potentiel de nitrification. La fosse à milieu filtrant réduit la turbulence dans le contenu du réacteur, avant le rejet de l'effluent, et réduit la perte de milieu. Enfin, l'effluent entre dans un système de dégazage qui a pour but d'extraire l'excès d'oxygène avant la clarification finale, comme c'est le cas à la station de Maxeville.

Figure 5.12 Réacteur à lit fluidisé Biolift (OTV)



La recirculation générée par la colonne d'air-lift permet de contrôler l'excès de biomasse, en créant une turbulence dans le contenu recirculé du réacteur, et la biomasse en excès se détache du milieu filtrant. Les matières solides éliminées sont soutirées du réacteur avec l'effluent et décantent dans le clarificateur final.

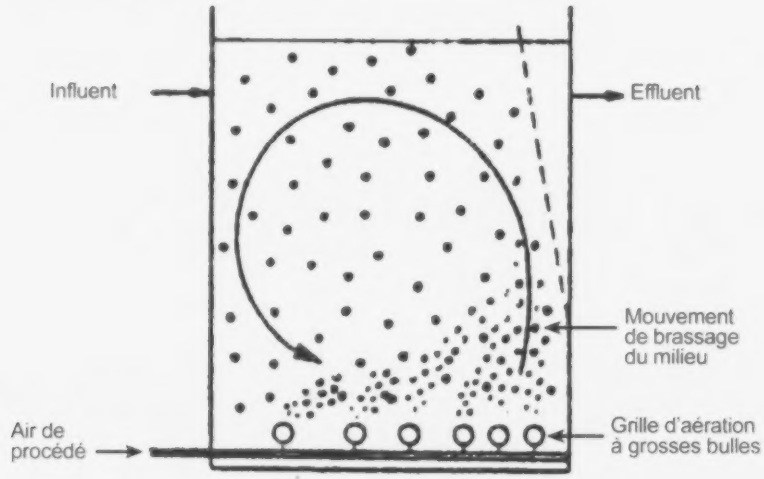
Le procédé Biolift n'a été utilisé que pour la nitrification tertiaire après un procédé aux boues activées déjà en place, le procédé étant alors intégré entre le bassin d'aération du procédé aux boues activées et le clarificateur final. Le procédé aux boues activées a été transformé en réacteur anoxique et une canalisation de recirculation de l'effluent a été installée (procédé Biolift), pour ramener les nitrates de l'effluent vers la zone anoxique.

5.1.4.4.2 Réacteur à biofilm sur lit circulant

Le réacteur à biofilm sur lit circulant, mis au point par Kaldnes Miljoteknologi, consiste en un système en aération continue avec milieu filtrant léger, qui ne requiert ni lavage à contre-courant, ni recirculation des boues. Ce procédé a été mis à l'essai et appliqué au traitement des eaux usées industrielles et municipales (WEF, 2000b). Les applications municipales ont été réalisées pour la plupart dans le nord de l'Europe, où le procédé a été utilisé pour l'élimination de la charge organique, la nitrification et l'élimination de l'azote total.

Le régime d'écoulement type du réacteur à biofilm sur lit circulant requiert le traitement primaire préalable (dégrillage et décantation primaire) des eaux usées brutes. L'effluent qui a été soumis à un traitement primaire pénètre ensuite dans la cellule ou la chaine du réacteur, lequel est partiellement rempli de milieu filtrant qui aide au développement du biofilm de la biomasse fixe. Un système d'aération par grosses bulles assure le mouvement du milieu filtrant à l'intérieur du réacteur et le maintien de conditions aérobies, comme l'illustre la figure 5.13. Le milieu

Figure 5.13 Réacteur à biofilm sur lit circulant Kaldnes, avec brassage du milieu léger (WEF, 2000b)

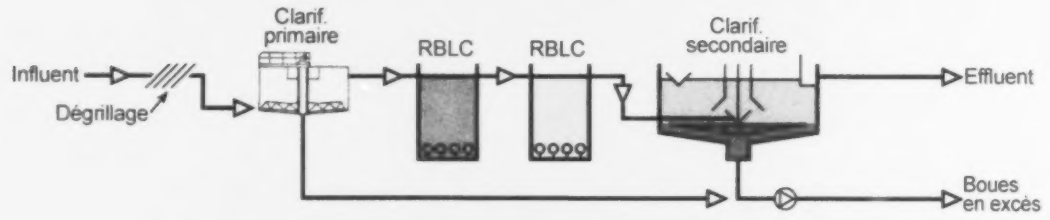


rigide léger se déplace à l'intérieur du réacteur, avec les eaux usées. Le film biologique qui se forme sur le milieu synthétique assure le niveau de traitement aérobie nécessaire à l'élimination des composés organiques et de l'azote ammoniacal total. L'effluent qui sort du réacteur entre dans un clarificateur secondaire ou une cellule de flottation ayant pour fonction de séparer les matières solides et la biomasse éliminée. L'effluent décanté est ensuite rejeté ou soumis à un traitement ultérieur.

Le milieu synthétique est maintenu à l'intérieur du réacteur, au moyen d'un ensemble de tamis placés à l'avant et à l'arrière de chaque unité. L'épaisseur de la biomasse est contrôlée par la turbulence créée par le brassage dans chaque unité, ce qui permet une élimination continue de la biomasse excédentaire.

Le réacteur à biofilm sur lit circulant (RBLC) peut être utilisé pour des traitements en une étape combinant l'élimination de la DBO, et la nitrification. Comme le montre la figure 5.14, les différentes unités du réacteur assurent successivement la réduction de la charge organique (dans le premier réacteur), puis l'élimination de l'ammoniac par nitrification dans le deuxième réacteur et ceux qui suivent, s'il y a lieu. La nitrification tertiaire, dite procédé en deux étapes, est appliquée à un effluent à faible DBO, et à forte teneur en azote ammoniacal total, qui a été soumis préalablement à un traitement secondaire. L'effluent secondaire peut provenir d'un traitement biologique précédent, par exemple un procédé classique par les boues activées. Le système en deux étapes, avec clarification intermédiaire de l'effluent avant l'entrée dans le RBLC, permet de traiter des effluents à forte teneur en DBO, pour en éliminer les matières organiques durant le premier traitement biologique, et produit un effluent décanté à faible DBO, et à forte concentration en azote ammoniacal total destiné à la nitrification tertiaire dans le RBLC.

Figure 5.14 RBLC Kaldnes en une étape permettant la dégradation du carbone organique et la nitrification (Kaldnes Miljøteknologi)



Le RBLC peut être utilisé comme réacteur autonome, tel que décrit précédemment, ou être adjoint à un bassin de traitement par les boues activées déjà en place, pour accroître la teneur en biomasse du procédé biologique.

5.1.4.5 Filtre à sable à recirculation

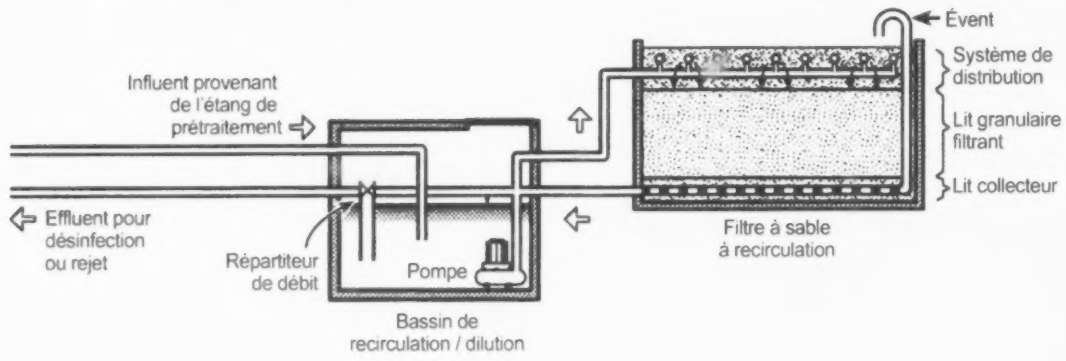
Les filtres à sable à recirculation peuvent servir au traitement secondaire ou tertiaire des eaux usées (Murphy *et al.*, 2000). Cette technologie s'est avérée efficace pour la nitrification tertiaire d'un effluent provenant d'un étang à faible débit et à écoulement continu, pour maintenir durant toute l'année la concentration en azote ammoniacal total en deçà de 5 mg/L (Rushbrook et Urban, 1998; Olson et Danen, 2001).

Les filtres à sable à recirculation comportent généralement une unité de prétraitement, laquelle est suivie d'un bassin de recirculation ou de dilution et d'un lit filtrant granulaire moyen. La figure 5.15 illustre ces appareils. Le dispositif de prétraitement peut servir au prétraitement physique initial, et être suivi des procédés d'élimination de la DBO, et des matières en suspension en étangs facultatifs ou étangs aérés classiques. L'effluent provenant de l'étang pénètre ensuite dans le bassin de recirculation et dilution où il est dilué et mélangé avec une portion recirculée de l'effluent traité par le lit filtrant.

Un système de dosage automatisé actionne périodiquement la pompe de recirculation, et les eaux usées diluées sont réparties à la surface du lit filtrant, au moyen d'un système de distribution à basse pression. Les eaux usées percolent à travers le milieu filtrant non saturé où se produit la nitrification tertiaire sous l'action du mince biofilm aérobie fixé au milieu filtrant. L'effluent est recueilli dans un drain de sortie et ramené dans le bassin de recirculation et dilution. L'effluent traité a généralement une forte teneur en oxygène dissous. Selon le niveau de liquide présent dans le bassin de recirculation et dilution, le répartiteur de débit, soit retourne la totalité de l'effluent traité dans le bassin de recirculation et dilution, soit en achemine une partie dans l'unité de désinfection ou d'évacuation finale et le reste retourne dans le bassin de recirculation et dilution. Ce mode de fonctionnement permet la recirculation de l'effluent traité.

Le bassin de recirculation et dilution comprend une série de pompes qui servent à l'alimentation et à la pressurisation du réseau de distribution, ainsi qu'un système de commande automatisé des cycles marche/arrêt de la pompe assurant l'écoulement intermittent des eaux usées dans le lit filtrant. Le système comprend également un répartiteur de débit, sous forme d'un clapet à bille ou d'une soupape de distribution qui permet –

Figure 5.15 Filtre à sable à recirculation (Ministère de l'Environnement du Québec, 2001)



selon le niveau de liquide dans le bassin – d'isoler complètement ou partiellement l'exutoire menant au bassin de recirculation et dilution. Le système peut aussi inclure un bassin de distribution externe pour la recirculation d'un pourcentage prédéterminé de l'effluent traité dans le bassin de recirculation et dilution. Des préfiltres doivent être installés entre le bassin de recirculation et dilution et le système de distribution à basse pression, pour éviter le colmatage des orifices.

Le lit filtrant comprend un réseau de distribution à basse pression, situé au-dessus du milieu granulaire filtrant. Ce réseau de distribution est généralement formé de canalisations de polychlorure de vinyle à orifices calibrés, mises en place dans une couche de gravier ou de roche concassée. Le milieu filtrant se trouve sous le réseau de distribution. La granulométrie effective du milieu granulaire varie généralement entre 1,0 et 5,0 mm (coefficient d'uniformité [Cu] < 2,5); ce milieu doit être non dégradable et sa profondeur varie entre 0,6 et 0,9 m (ministère de l'Environnement du Québec, 1992, 2001). Un drain collecteur perforé, situé au fond du lit filtrant, est recouvert d'une couche granulaire servant de drain de sortie. Le matériau granulaire du drainage souterrain, dont la granulométrie effective varie généralement entre 10 et 20 mm, empêche le milieu filtrant de pénétrer dans le drain collecteur (Metcalf & Eddy, 1991). La surface filtrante totale est habituellement répartie entre plusieurs sections filtrantes, ce qui permet d'isoler au moins une des sections du lit filtrant pour régénération ou entretien. Il est important de maintenir des conditions aérobies à l'intérieur du lit filtrant, car des conditions anoxiques et anaérobies pourraient réduire l'efficacité d'élimination de l'ammoniac. L'oxygénation des filtres à sable à recirculation peut se fait à l'aide des mécanismes suivants :

- procédé de recirculation entraînant l'introduction d'eau traitée oxygénée et de micro-organismes dans les eaux usées;
- introduction intermittente des eaux usées dans chaque cellule filtrante, ce qui crée des périodes de repos entre l'ajout des charges de contaminants et favorise l'aération du lit filtrant;
- drains collecteurs qui s'étendent à l'air libre, à la surface du lit filtrant, pour favoriser l'aération du filtre, et

- mise en place d'évents, dans la couche de gravier ou de roche concassée du réseau de distribution, s'étendent jusqu'à la surface du lit filtrant pour favoriser l'aération.

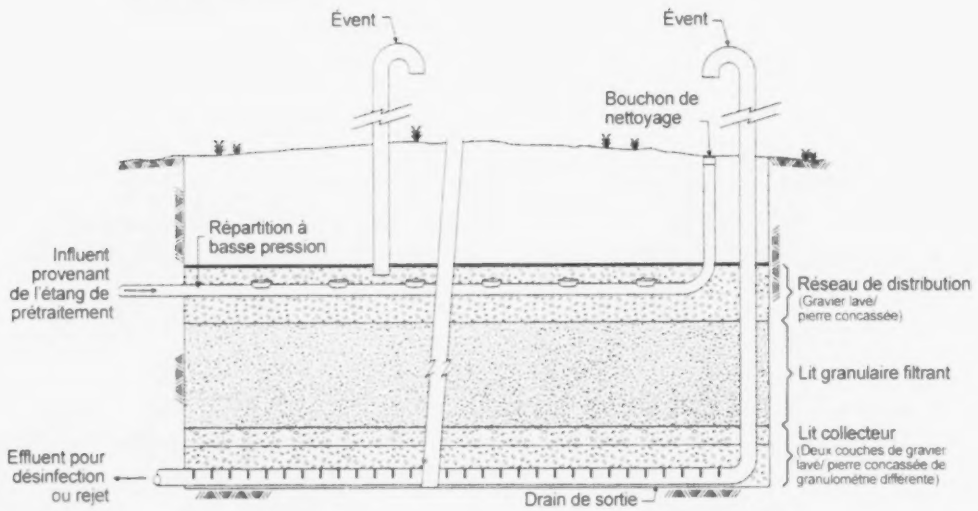
5.1.4.6 Filtre à sable intermittent

Les filtres à sable intermittents peuvent être utilisés pour le traitement secondaire et tertiaire des eaux usées (U.S. EPA, 1993). Cette technologie s'est avérée efficace pour la nitrification tertiaire d'un effluent traité en étang à faible débit à écoulement saisonnier, pour maintenir la concentration en azote ammoniacal total en deçà d'une concentration mensuelle moyenne de 5 mg/L (Université McMaster et WTI, 1996). Le filtre à sable intermittent permet habituellement une nitrification complète, sauf par temps extrêmement froid. Ces filtres ne sont donc utilisés, pour l'élimination de l'ammoniac d'un effluent provenant d'un étang à faible charge, que sur une base saisonnière ou par temps chaud (Murphy *et al.*, 2000); dans les régions froides, les stations de traitement en étang, qui utilisent des filtres à sable intermittents, doivent prévoir des dispositifs d'entreposage durant l'hiver.

Le filtre à sable intermittent est un procédé de filtration lent par gravité, à passage unique, à l'intérieur duquel la surface du filtre est immergée de façon intermittente par l'effluent traité en étang, qui s'écoule à travers le filtre (U.S. EPA, 1992). Le filtre à sable intermittents comprend habituellement un dispositif de prétraitement, suivi d'un bassin doseur et d'un lit filtrant fait d'un matériau granulaire moyen. La figure 5.16 illustre une section d'un filtre à sable intermittents. Comme dans le cas du filtre à recirculation, le dispositif de prétraitement peut servir de dispositif initial de prétraitement physique, et être suivi du traitement en étang et du bassin de stockage. L'effluent qui provient de l'étang et qui pénètre dans le bassin doseur a une faible teneur en DBO_5 et une forte concentration en azote ammoniacal total. Une pompe doseuse amène de façon intermittente les eaux usées à la surface du lit filtrant, au moyen d'un réseau de distribution à basse pression. Les eaux usées s'écoulent à travers le lit granulaire filtrant non saturé. La nitrification se fait grâce au mince biofilm aérobie fixé sur le milieu granulaire. L'effluent traité est recueilli dans un drain de sortie situé dans la partie inférieure du filtre et est acheminé vers l'unité de désinfection ou la fosse d'élimination ou est rejeté dans les eaux de surface. Les filtres à sable intermittents contiennent pas de dispositif de recirculation de l'effluent à travers le lit filtrant.

Le bassin doseur est constitué d'une série de pompes servant à l'alimentation et à la pressurisation du système de distribution du lit filtrant, ainsi que d'un système de commande automatisé assurant le fonctionnement discontinu de la pompe. Des préfiltres doivent être installés entre le bassin doseur et le réseau de distribution à basse pression pour prévenir le colmatage des orifices. Le lit filtrant comprend un système de distribution des eaux usées sous basse pression, situé au-dessus du milieu granulaire filtrant. Il consiste en un réseau de canalisations à orifices calibrées mises en place dans une couche de gravier lavé ou de pierre concassée. Le milieu filtrant sous le réseau de distribution est constitué d'un milieu granulaire non dégradable dont la granulométrie effective est généralement comprise entre 0,25 et 1,0 mm ($Cu < 4$) et dont la profondeur varie de 0,6 à 0,9 m (Metcalf & Eddy, 1991; ministère de l'Environnement du Québec, 2001). Le drain de sortie perforé se trouve dans le fond du lit filtrant, dans une couche granulaire composée de gravier lavé ou de pierre concassée, et il est habituellement constitué de matériaux de deux granulométries différentes. Les matériaux formant la première couche sous le milieu filtrant ont une taille effective comprise entre 2,5 et

Figure 5.16 Filtre à sable intermittent (Ministère de l'Environnement du Québec, 2001)



5 mm, alors que ceux de la deuxième couche, dans laquelle se trouve le drain de sortie, ont une taille effective comprise entre 10 et 20 mm (ministère de l'Environnement du Québec, 2001); cette configuration empêche le milieu filtrant de s'écouler dans le drain de sortie. La surface filtrante totale est habituellement répartie au minimum en deux ou trois sections parallèles, ce qui permet d'isoler au moins un lit filtrant, pour fins de régénération ou d'entretien.

Comme dans le cas du filtre à recirculation, il est important là aussi d'avoir des conditions aérobies dans le milieu filtrant, pour maintenir l'efficacité de nitrification. L'oxygénation du lit filtrant est assurée par les mécanismes suivants :

- introduction des eaux usées de façon intermittente dans chaque cellule, de manière à créer des périodes de repos entre l'introduction des charges de contaminants et à favoriser l'aération du lit filtrant;
- prolongement des drains collecteurs jusqu'à la surface du lit filtrant, à l'air libre, pour favoriser l'aération du filtre, et
- mise en place d'évents dans la couche de gravier lavé ou de pierre concassée du réseau de distribution, qui se prolongent jusqu'à la surface du lit filtrant, là encore pour favoriser l'aération.

5.1.4.7 Marais artificiels

Les marais artificiels offrent un traitement des eaux usées dont la qualité se compare à celle observée en marais naturels et ils permettent l'élimination de l'ammoniac (NovaTec Consultants Inc., 1996). De plus, le rendement épuratoire de ces structures peut être reproduit, voire amélioré, en tenant compte de facteurs spécifiques lors de la construction. Cette technologie permet ainsi le traitement secondaire et tertiaire des eaux usées et constitue une amélioration qui peut être envisagée pour la nitrification tertiaire des effluents préalablement traités en étangs à faible débit, à écoulement

continu ou saisonnier. Les marais artificiels sont également tributaires du climat.

Les marais artificiels peuvent être aménagés, là où les caractéristiques du terrain et les conditions climatiques sont favorables. Le choix de l'emplacement dépend de divers facteurs propres au site, dont les suivants :

- proximité par rapport à l'étang existant, pour éviter les besoins de pompage et conserver le point de rejet final;
- région de bas relief avec roche-mère peu profonde, pour réduire les activités de préparation du site;
- uniformité et perméabilité du sol et particularités de la roche-mère, les sols et assises calcaires très perméables pouvant nécessiter la mise en place d'une membrane d'étanchéité;
- profondeur saisonnière de la nappe phréatique, pour éviter toute interférence avec le contenu aqueux du marais, et
- risque d'inondation, en fonction duquel il pourrait s'avérer nécessaire d'aménager des structures de protection, y compris des digues élevées.

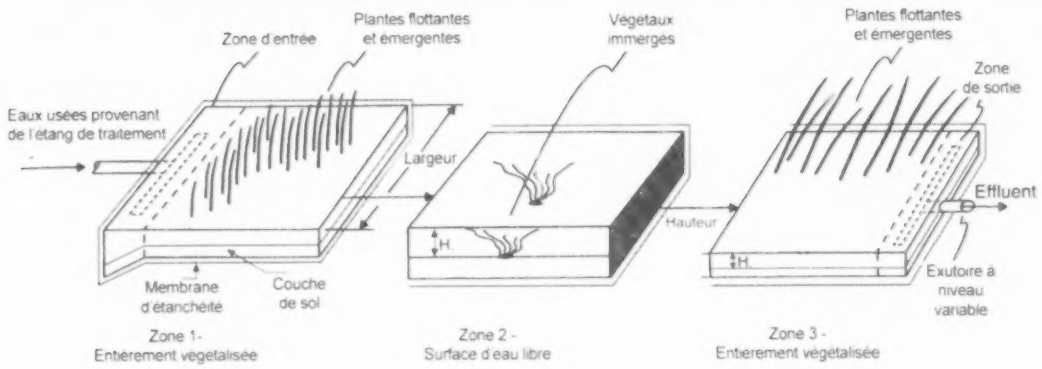
Par temps froid, l'activité biologique dans les marais artificiels est susceptible de diminuer et il peut y avoir formation d'une couche de glace qui risque d'entraver l'écoulement. Pour assurer une élimination satisfaisante de l'azote ammoniacal total, les eaux usées peuvent être stockées en étangs durant l'hiver et n'utiliser le marais que sur une base saisonnière.

Il existe deux types de marais artificiels, soit les marais à écoulement en surface et les marais à lit végétal immergé, auparavant désignés marais à écoulement souterrain. Les marais à écoulement en surface ressemblent aux marais naturels, car ils contiennent des plantes aquatiques flottantes et émergentes, enracinées dans le sol sur les rives du marais, et que les eaux usées y circulent entre les feuilles et les tiges des plantes. Une zone aérée ouverte, située au centre du marais, contient quelques végétaux immergés. La figure 5.17 présente un schéma d'un marais à écoulement en surface; l'effluent provenant de l'étang est habituellement introduit dans la zone d'admission du marais, où il y a équirépartition de la charge hydraulique et de la charge en azote ammoniacal total sur toute la largeur du système. Les eaux usées s'écoulent depuis la rive du marais (zone 1) – où poussent les plantes aquatiques – vers une zone d'eau libre (zone 2), en direction de la rive opposée (zone 3) où se trouve la vanne de sortie. Les eaux de surface sont exposées à l'air sur toute la surface du marais. Selon les caractéristiques du sol et des eaux souterraines, le fond du marais peut être tapissé d'une membrane d'étanchéité sous la couche de sol, pour retenir les eaux usées et prévenir la contamination des eaux souterraines. Les marais à écoulement en surface sont habituellement constitués d'au moins deux cellules parallèles.

En général, la hauteur d'eau sur les rives des marais à écoulement en surface est en moyenne de 0,3 m, mais elle peut varier de 0,15 à 0,75 m. La zone d'eau libre représente environ 20 % de la surface totale du marais et la hauteur d'eau doit y être d'au moins 1,2 m pour éviter la colonisation par les plantes émergentes; cette zone permet une redistribution du débit et une aération atmosphérique en surface. Le rapport longueur/largeur varie habituellement entre 1:1 et 4:1 (NovaTec Consultants Inc., 1996; U.S. EPA, 2000).

Le marais à lit végétal immergé ne ressemble pas aux marais naturels, car la surface de l'eau s'écoule sous le niveau supérieur du milieu et la faune aquatique y est habituellement absente. Les eaux de surface ne sont donc pas exposées à l'air libre, d'où le nom d'écoulement souterrain. Le bassin

Figure 5.17 Marais artificiel à écoulement en surface (U.S. EPA, 2000)

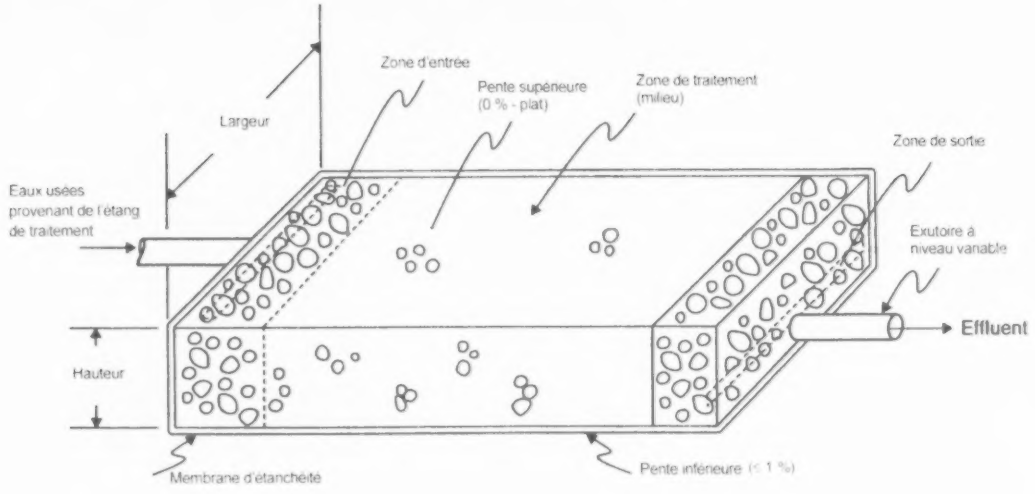


contient un milieu constitué de sable grossier ou de gravier de granulométrie moyenne, qui sert de support aux racines des plantes aquatiques à travers lesquelles circulent les eaux usées. La figure 5.18 présente un schéma d'un marais à lit végétal immergé. L'effluent provenant de l'étang est introduit dans la zone d'entrée du marais, où il y a équirépartition de la charge hydraulique et de la charge en azote ammoniacal total sur toute la largeur du marais. Les eaux usées s'écoulent sous la surface du milieu, depuis la zone d'admission, en passant par la zone de traitement jusqu'à la zone de sortie où se trouve le dispositif de déversement. Dans la zone de traitement, le milieu est rempli de plantes aquatiques et de leurs racines pénétrantes et là, les eaux usées qui s'écoulent sous la surface entrent en contact avec les racines et les rhizomes des végétaux. Enfin, comme dans le cas du marais à écoulement en surface, le fond du marais peut, selon les caractéristiques du sol et des eaux souterraines, être tapissé d'une membrane d'étanchéité placée sous la couche de sol, pour contenir les eaux usées et éviter la contamination des eaux souterraines. Les marais à lit végétal immergé sont habituellement constitués d'au moins deux cellules en parallèle.

Dans la zone de traitement, la profondeur du milieu est en général légèrement supérieure à 0,6 m, ceci incluant une couche supérieure (de 0,1 à 0,15 m) de gravier fin. La hauteur d'eau peut varier entre 0,3 et 0,6 m. La granulométrie du gravier moyen se situe entre 20 et 30 mm et le rapport longueur/largeur type varie de 1:1 à 4:1 (NovaTec Consultants Inc., 1996; U.S. EPA, 2000).

Les marais artificiels, qu'ils soient à écoulement en surface ou souterrain, doivent nécessairement contenir des plantes aquatiques émergentes; cependant, l'ammoniac éliminé par les végétaux ne représente qu'une proportion relativement faible du traitement, et la majeure partie de l'azote ammoniacal total est absorbée par les micro-organismes fixés, soit aux parties immergées des végétaux dans la litière (marais à écoulement en surface), soit aux racines des végétaux et à la surface du milieu (marais à écoulement souterrain). Comme la surface du milieu graveleux est plus grande dans les marais à écoulement

Figure 5.18 Lit végétal immergé (U.S. EPA, 2000)



souterrain que dans les marais à écoulement en surface, la vitesse de réaction peut être plus élevée dans les premiers, ce qui explique que leur surface soit moindre que celle des marais à écoulement en surface (NovaTec Consultants Inc., 1996).

Les modes d'aération pour maintenir le transfert d'oxygène dans les marais à écoulement en surface incluent l'aération atmosphérique en surface dans la zone d'eau libre et sur les rives, qui sont peu profondes, de même que la photosynthèse par les phytoplanctons et les plantes immergées.

Dans les marais à écoulement souterrain, l'aération se fait par transfert limité de l'oxygène de l'air et aussi, dans une certaine mesure, par les tiges des végétaux et leurs racines pénétrantes. Comme le niveau d'eau est maintenu sous la surface du milieu filtrant, le taux d'aération atmosphérique peut être nettement moindre que dans les marais à écoulement en surface (NovaTec Consultants Inc., 1996). On ne s'entend pas sur l'efficacité d'oxygénation des tiges et des racines des plantes. Selon certains, les racines et les rhizomes des végétaux aquatiques ont des sites aérobies en surface qui viennent en contact répété avec les eaux usées qui circulent à travers les racines pénétrant dans le milieu filtrant (NovaTec Consultants Inc., 1996). Idéalement, donc, le système racinaire des plantes aquatiques choisies doit pénétrer sur toute la profondeur du milieu filtrant, pour accroître le pourcentage relatif de sites aérobies. Le milieu qui se trouve sous les racines des plantes aquatiques risque de présenter peu de sites aérobies et devenir ainsi un milieu plutôt anaérobie. Selon certaines indications, le taux de nitrification pourrait être relié à la profondeur de pénétration des racines (NovaTec Consultants Inc., 1996). L'écoulement en alternance dans les cellules parallèles du marais à écoulement souterrain favorise la réaération atmosphérique du milieu et la pénétration des racines plus en profondeur.

Une variété de plantes aquatiques ont été utilisées pour les marais artificiels à écoulement en surface et souterrain. Cependant, les végétaux pour les marais à écoulement souterrain devraient être choisis en fonction de la profondeur potentielle de pénétration de leurs racines. Parmi les plantes aquatiques émergentes que l'on retrouve généralement dans les marais artificiels utilisés

pour le traitement des eaux usées, mentionnons les suivantes (NovaTec Consultants Inc., 1996) :

- les quenouilles; faible pénétration des racines (0,3 m); souvent utilisées dans les marais à écoulement en surface et les marais à lit végétal immergé, bien que moins appropriées dans ce dernier cas (à moins d'ajuster la profondeur du lit filtrant), à cause de la faible profondeur de pénétration des racines;
- les scirpes; pénétration des racines à une profondeur de 0,6 m; fréquemment utilisés dans les marais à lit végétal immergé, et
- les roseaux; pénétration des racines à une profondeur de 0,4 m; utilisation efficace dans les marais artificiels pour le traitement des eaux usées; peuvent aussi être utilisés pour prévenir les dommages causés par le rat musqué, étant donné sa faible valeur alimentaire.

Parmi les autres plantes aquatiques potentielles, citons les phragmites, les carex et les joncs; les phragmites ont été utilisés avec succès dans des marais artificiels en Europe et certaines applications au Canada.

5.1.5 Procédés de nitrification mixtes combinant biomasse fixe et en suspension

Comme le décrivent les sections qui suivent, la combinaison de systèmes de nitrification à biomasse fixe et en suspension peut se faire au moyen de procédés biologiques doubles ou de procédés hybrides.

5.1.5.1 Procédés biologiques doubles

Le traitement biologique double destiné à réduire l'azote ammoniacal total consiste à combiner un procédé aérobie à biomasse fixe (p. ex., lit bactérien) pour éliminer la DBOc à un procédé de nitrification aval par biomasse en suspension. Diverses combinaisons sont possibles, notamment les suivantes : biofiltre activé, biofiltre et boues activées, lit bactérien/bassin de contact des matières solides ou encore lit bactérien avec procédés aux boues activées en série. Ces combinaisons et les procédés individuels qui y correspondent sont décrits en détail dans WEF et ASCE (1992, 1998). Afin d'améliorer le rendement du procédé de nitrification aval, la combinaison lit bactérien/bassin de contact des matières solides prévoit un mécanisme de réaération des boues recyclées, alors qu'un clarificateur intermédiaire peut être ajouté à la combinaison lit bactérien/boues activées.

Conçus avec soin, les procédés biologiques doubles peuvent réunir les avantages des technologies de traitement par biomasse fixe et en suspension (dont certains ont été décrits aux sections 5.1.3 et 5.1.4), tout en réduisant au minimum leurs inconvénients respectifs. Diverses applications de procédés biologiques doubles, visant à obtenir une nitrification complète (p. ex., lit bactérien dégrossisseur combiné à un procédé aux boues activées), sont décrites dans U.S. EPA (1989a), ainsi que dans Daigger et Buttz (1998).

5.1.5.2 Procédés biologiques hybrides

Les procédés de traitement biologique hybrides consistent à combiner des procédés à biomasse fixe et en suspension en un seul procédé aérobie en une étape, ce qui peut conférer des avantages techniques. Cette combinaison peut en effet permettre d'atteindre un taux de biomasse active et un T_r relativement élevés ce qui, en retour, augmente la capacité de traitement et la nitrification et améliore la stabilité du procédé. Les systèmes hybrides sont habituellement mis en place au moment de la modernisation de stations existantes utilisant des procédés biologiques aérobies et ils constituent une solution potentiellement rentable pour accroître la nitrification.

Le procédé aux boues activées à biomasse fixe intégrée (IFAS) est un modèle hybride type, obtenu par l'ajout et la rétention d'un milieu de soutien pour la biomasse fixe, à l'intérieur du bassin d'aération. Il existe un certain nombre d'installations à grande échelle qui utilisent avec succès cette technologie. Le schéma d'un procédé intégré aux boues activées pourrait ressembler à celui du réacteur à biofilm sur lit circulant illustré à la figure 5.14, auquel aurait été ajouté un circuit de recirculation des boues, depuis le clarificateur secondaire vers le bassin d'aération. Tel qu'indiqué ci-après, divers types de milieux peuvent servir de soutien à la biomasse.

Le procédé IFAS repose en partie sur l'acclimatation de la liqueur mixte par la recirculation des boues sortant du clarificateur secondaire. Cependant, comme ce procédé peut abaisser la concentration en matières en suspension dans la liqueur mixte (MESLM), il n'a aucune incidence négative sur le taux de charge de matières solides durant l'étape de clarification secondaire déjà en place. Par ailleurs, le procédé de traitement est moins tributaire des caractéristiques de sédimentation des boues en suspension dans le clarificateur final, puisqu'une proportion importante de la biomasse active est fixée sur le milieu et donc retenue à l'intérieur du bassin d'aération. Parmi les autres avantages de ce procédé intégré, mentionnons la réduction de l'âge critique des boues formant la biomasse nitrifiante en suspension, une meilleure décantabilité des boues et la réduction de la production globale de boues.

Une autre application hybride consisterait à moderniser les étangs de traitement existants, en y ajoutant un milieu de soutien pour la biomasse fixe dans une ou plusieurs cellules de l'étang, ou à l'intérieur d'une ou de plusieurs sections séparées de l'étang. Pareille modification pourrait nécessiter l'installation d'un système d'aération par diffusion d'air dans la zone contenant le milieu de soutien, afin de maintenir de bonnes conditions de brassage et un taux d'oxygène dissous résiduel supérieur à 3 mg/L. Il faut en outre assurer le maintien d'une quantité suffisante de milieu pour obtenir toute l'année un taux de nitrification qui soit conforme aux objectifs de rejet. Bien qu'il n'existe aucun exemple documenté de l'application à grande échelle de ce type de procédé en étang, le concept a été évalué dans le cadre d'un essai pilote aux États-Unis (communication personnelle, mai 2000).

Il existe dans le commerce une grande variété de milieux d'efficacité variable, qui peuvent servir de soutien à la biomasse fixe dans les systèmes hybrides. Parmi les milieux offerts, mentionnons les suivants :

- corde (fixée aux cadres, à l'intérieur du bassin d'aération);
- tissu (coussinets de tissu fixés aux cadres, à l'intérieur du bassin d'aération);
- éponge (petits cubes poreux et mobiles, faits de mousse de polyuréthane);
- support plastique (petits supports mobiles faits de plastique rigide et offrant une grande surface spécifique; les modèles habituels ont une grande porosité et une surface interne protégée; d'autres milieux sont constitués de particules solides contenant parfois des micro-organismes nitrifiants fixés);
- plastique fixe (conception modulaire fixe, faite de plastique rigide, dont la surface spécifique varie de faible à moyenne), et
- charbon actif en poudre (s'incorpore aux flocs de boues activées).

L'annexe A présente un résumé des différents milieux pouvant servir de soutien à la biomasse fixe, avec le nom de leurs fournisseurs et des

personnes-ressources. On trouvera également plus de détails sur les systèmes hybrides, y compris sur les caractéristiques des milieux, les critères de conception des procédés, leur mode de fonctionnement, leur rentabilité et leurs applications à grande échelle, dans WERF (2000).

5.1.6 Autres procédés biologiques d'élimination de l'ammoniac

5.1.6.1 Étangs facultatifs

Les étangs à l'intérieur desquels la stabilisation des eaux usées résulte de l'action de bactéries aérobies, anaérobies et facultatives sont désignés étangs facultatifs. Le traitement s'y fait dans trois zones distinctes, soit la zone de surface où se produit la dégradation aérobie, la zone inférieure où les sédiments sont décomposés par les bactéries anaérobies et une zone intermédiaire – en partie aérobie et en partie anaérobie – où la matière organique est décomposée par les bactéries facultatives (Metcalf & Eddy, 1991).

Les étangs facultatifs classiques sont des procédés économiques à biomasse en suspension à faible charge, qui peuvent être conçus selon un mode d'écoulement continu ou intermittent, en vue d'un rejet annuel ou saisonnier. La nécessité d'avoir des installations de stockage, avec un écoulement saisonnier ou annuel, dépend habituellement des conditions climatiques propres au site, ainsi que des caractéristiques et des limites inhérentes au plan d'eau récepteur.

Les étangs facultatifs consistent habituellement en de multiples cellules, plus larges et moins profondes que les étangs aérés, sans dispositif mécanique d'aération ou de brassage. Ils peuvent inclure des cellules de prétraitement anaérobie pour la sédimentation et la fermentation, suivies de cellules de traitement facultatif.

Dans des conditions idéales, les étangs facultatifs peuvent assurer un traitement efficace et produire un effluent dont la qualité se compare à celle obtenue avec un traitement mécanique secondaire classique. La faible charge de ces systèmes les rend toutefois sensibles aux basses températures hivernales dans les régions froides, comme au Canada. Par conséquent, l'élimination de l'ammoniac peut être fortement réduite durant l'hiver, sous l'effet de la diminution de l'activité biologique, et ceci entraînera une augmentation de la concentration en azote ammoniacal total dans l'effluent (c.-à-d. entre 10 et 25 mg/L) durant l'hiver et au printemps dans les installations à écoulement continu, et au printemps dans les étangs à écoulement saisonnier du Canada (Environnement Alberta, 1987; MEO et Environnement Canada, 1993).

Un procédé complémentaire de nitrification tertiaire serait donc nécessaire pour maintenir la concentration cible en azote ammoniacal dans l'effluent rejeté – soit moins de 5 mg/L – dans les étangs facultatifs à écoulement continu exploités dans les régions froides du Canada. Autre solution souvent retenue, des cellules de stockage sont utilisées pour emmagasiner les eaux usées; les eaux usées accumulées sont ensuite soumises à un traitement efficace de longue durée durant l'été, et le rejet de l'effluent traité se fait à l'automne. Les normes de rejet, pour les effluents provenant d'étangs à écoulement annuel au Canada, incluent une concentration en azote ammoniacal total inférieure à 5 mg/L (Environnement Alberta, 1987; MEO et Environnement Canada, 1993).

Les étangs facultatifs dépendent de la croissance et de l'activité photosynthétique des algues durant l'été ainsi que de la réaération atmosphérique, comme source d'oxygène pour la biodégradation de la matière organique. L'élimination de l'ammoniac peut être importante durant les opérations contrôlées par l'action des algues, qui dépendent d'une température chaude et de longues périodes de clarté. Ainsi, une partie de

l'ammoniac est éliminée par volatilisation de l'ammoniac gazeux dans l'air, ce phénomène étant favorisé par la hausse sensible du pH (c.-à-d. pH supérieur ou égal à 8,5) sous l'effet de la consommation du dioxyde de carbone par la photosynthèse durant l'été. Une autre partie de l'azote ammoniacal total est éliminée par assimilation dans la biomasse microbienne et algale et aussi, dans une moindre mesure, par l'oxydation de l'ammoniac; enfin, il peut aussi y avoir dénitrification des nitrates, suivant les conditions de traitement (U.S. EPA, 1983, 1992, 1993; Daigger et Buttz, 1998; WEF, 1998). La récolte de la biomasse algale est une possibilité qui s'offre pour maximiser l'élimination de l'ammoniac par assimilation.

Les étangs facultatifs sont répandus au Canada, en particulier dans les provinces des Prairies, les territoires et le sud-ouest de l'Ontario. La majorité des étangs facultatifs classiques en usage en Alberta sont dotés d'un étang de stockage de 12 mois qui permet le rejet annuel d'un effluent de haute qualité (Environnement Alberta, 1987; Environnement Canada, 1987).

5.2 Procédés physico-chimiques d'élimination de l'ammoniac

L'élimination physico-chimique de l'ammoniac peut se faire par la conversion de l'ammoniac en azote gazeux, la volatilisation de l'ammoniac non ionisé, l'échange ionique ou la séparation par membrane, à l'aide des technologies suivantes :

- chloration au point critique;
- extraction à l'air;
- échange ionique, et
- séparation par membrane (p. ex., osmose inverse).

Même s'il existe des applications à grande échelle de ces procédés d'élimination de l'ammoniac, ceux-ci ont pour la plupart été remplacés par des procédés biologiques plus classiques et plus faciles à réaliser (WEF, 1998). La U.S. EPA (1993) insiste par ailleurs sur le fait que – sauf dans des circonstances très particulières – les procédés physico-chimiques d'élimination de l'ammoniac doivent être considérés comme des procédés de dernier recours, en particulier dans les petites installations.

Les procédés physico-chimiques devraient être utilisés principalement comme procédés de polissage consécutifs à un traitement biologique, lorsque le degré d'élimination de l'ammoniac ne suffit pas à atteindre la norme de rejet. Un procédé de polissage pourrait, par exemple, être appliqué durant une courte période, pour éliminer l'azote ammoniacal total résiduel dans un effluent traité en étang aéré par temps froid et compenser pour la capacité de traitement moindre du procédé biologique en pareilles conditions. L'échange ionique et la chloration au point critique sont d'autres traitements complémentaires techniquement réalisables, qui sont par ailleurs beaucoup moins sensibles aux effets des basses températures que ne le sont les procédés biologiques.

5.2.1 Chloration au point critique

La chloration au point critique fait intervenir une série de réactions complexes, dont l'oxydation de l'azote ammoniacal en azote gazeux. Environ 90 % de l'élimination de l'azote ammoniacal se produit lorsque le point critique est atteint, cette réaction étant représentée stœchiométriquement par l'équation suivante :

$$2NH_4^+ + 3Cl_2 \rightarrow N_2(g) + 6Cl^- + 8H^+$$

Comme une partie de l'ammoniac est transformée en nitrates et autres composés azotés oxydés, la dose réelle de chlore est souvent d'environ 10 mg/mg d'azote ammoniacal (WEF, 1998) ou plus (U.S. EPA, 1993). Aussi faut-il prévoir

un procédé de déchloration pour réduire au minimum le risque de toxicité pour les organismes aquatiques, qui serait dû au chlore résiduel.

La chloration au point critique peut être utilisée pour le polissage des effluents traités en étangs aérés à écoulement continu durant les saisons froides, lorsque l'efficacité d'élimination de l'ammoniac des procédés biologiques diminue. La station de traitement en étang, située à Niagara-on-the-Lake (Ontario), est une de ces stations qui utilisent le procédé de chloration au point critique durant de courtes périodes, en hiver.

5.2.2 Échange d'ions

L'échange d'ions est une technologie spécifique à l'ion qui peut être utilisée pour l'élimination sélective de l'azote ammoniacal. Il est possible que l'azote organique des eaux usées brutes doive être transformé en azote ammoniacal avant le traitement par échange d'ions, pour maintenir un faible taux en azote ammoniacal total dans l'effluent. L'échange ionique pourrait aussi être envisagé pour le post-traitement d'un effluent préalablement soumis à un traitement secondaire (p. ex., traitement en étang); cependant, il devra alors être précédé d'une filtration tertiaire pour éliminer les matières en suspension. Ce procédé convient surtout aux installations exposées à des périodes prolongées de gel, lorsqu'il faut maintenir le taux d'élimination de l'ammoniac (U.S. EPA, 1971). À noter toutefois que la technique d'échange ionique est coûteuse.

La technique d'échange ionique consiste à introduire les eaux usées filtrées à l'intérieur d'une colonne ou d'un lit garni d'une résine spécifique faite de zéolite naturelle ou synthétique. Les eaux usées qui s'écoulent à travers la colonne échangent un ion avec un ion de la résine de zéolite. La colonne fonctionne jusqu'à ce que tous les sites d'échange de la résine de zéolite aient été épuisés, ce qui se produit lorsqu'on observe un taux élevé d'ammonium résiduel dans l'effluent – ce qu'on qualifie de valeur limite de fuite. La résine est régénérée périodiquement en délogeant les ions des sites d'échange, par le passage d'une solution de régénération salée à travers la colonne ou le lit; cette solution peut ensuite être soumise à un traitement ultérieur en vue d'être récupérée et réutilisée ou être éliminée par les méthodes appropriées (U.S. EPA, 1971, 1993).

5.2.3 Extraction à l'air

La technique de l'extraction à l'air semble convenir surtout au polissage, lorsqu'il y a lieu, des effluents traités en étang par temps chaud, car le rendement de ce procédé est hautement tributaire de la température. De fait, pour que les tours de l'extraction à l'air fonctionnent efficacement, la température des eaux usées doit être supérieure à 10 °C, pour éviter le gel et les problèmes de fonctionnement connexes (U.S. EPA, 1993). L'applicabilité de cette technique au polissage des effluents par temps froid au Canada est donc limitée.

5.2.4 Osmose inverse

L'osmose inverse est une technique non spécifique à l'ion, qui repose sur l'utilisation d'une membrane à haute pression capable de produire un effluent traité d'une très grande pureté. Le procédé d'osmose inverse consiste à introduire, à l'aide d'une pompe à haute pression, les eaux usées à l'intérieur d'un système modulaire comprenant une enceinte pressurisée et une membrane semi-perméable. À l'intérieur de l'enceinte, la pression qui s'exerce sur les eaux usées est supérieure à la pression osmotique naturelle qui entraîne normalement la diffusion de l'eau pure à travers une membrane semi-perméable vers une solution concentrée, pour équilibrer le titre de la solution. Cette pression appliquée en sus de la pression osmotique a pour effet d'inverser la direction naturelle de

l'écoulement hydraulique, depuis la solution concentrée vers la solution diluée, d'où le nom d'« osmose inverse ». Les membranes semi-perméables utilisées pour le procédé d'osmose inverse ne laissent pas passer les sels dissous, les molécules inorganiques et les molécules organiques d'un poids moléculaire supérieur à 100 (WEF et ASCE, 1998). Les eaux usées pressurisées sont réparties entre une portion de faible salinité qui passe à travers la membrane et que l'on désigne perméat et une portion très saline retenue par la membrane et désignée concentré.

L'osmose inverse est habituellement utilisée pour le dessalement, la transformation des aliments et boissons, la réutilisation des eaux usées industrielles et la récupération des produits. L'osmose inverse peut aussi être utilisée pour séparer les composés azotés des autres constituants en solution dans les eaux usées. L'application du procédé d'osmose inverse, à deux endroits aux États-Unis (soit dans le comté d'Orange en Californie et à Denver, au Colorado), a permis d'obtenir des taux d'élimination de l'azote ammoniacal, respectivement de 94 % et 85 % (U.S. EPA, 1993). Dans l'installation située en Californie (comté d'Orange), la teneur résiduelle en azote ammoniacal total a été inférieure à 2 mg/L. Le même procédé a aussi servi à séparer les nitrates, bien que le taux d'élimination ait été nettement inférieur (55 %).

5.3 Méthodes améliorées d'élimination des nutriments

5.3.1 Dénitrification biologique

La dénitrification assure l'élimination de l'azote total. Il s'agit d'un procédé à multiples étapes, qui repose sur la réduction, en azote moléculaire gazeux, des nitrates formés durant la nitrification des eaux usées municipales. Le procédé de dénitrification fait intervenir des micro-organismes facultatifs hétérotrophes qui utilisent les nitrates, plutôt que l'oxygène, comme source d'énergie. La dénitrification requiert donc un milieu anoxique, lequel se caractérise par l'absence d'oxygène et la présence de nitrates. Si le milieu contient à la fois de l'oxygène et des nitrates, les micro-organismes utiliseront de préférence l'oxygène en premier lieu, puis les nitrates, durant la dénitrification. Si la teneur en azote ammoniacal est insuffisante pour les besoins de la synthèse cellulaire, certains micro-organismes réduiront les nitrates en ammonium. On parle alors de réduction des nitrates par assimilation, car il y a incorporation dans la cellule, pour établir une distinction avec le procédé de dénitrification.

Les micro-organismes de dénitrification ont besoin d'une source de substrat carboné pour assurer la dénitrification et la synthèse cellulaire. Le carbone peut venir des eaux usées soumises à un traitement primaire, de la décomposition endogène de la biomasse ou de divers composés organiques externes, comme le méthanol, l'éthanol, l'acide acétique, l'acétone ou autres déchets organiques industriels (U.S. EPA, 1993). Le chapitre 4 traite plus en détail des facteurs qui influent sur la dénitrification ainsi que des taux de traitement.

Les STEP peuvent être modernisées en y intégrant un procédé de dénitrification. La section qui suit décrit brièvement les avantages de la dénitrification et les configurations permettant d'exploiter pleinement ces avantages pour l'élimination de l'ammoniac dans les STEP.

5.3.1.1 Avantages de la dénitrification

Les avantages de la dénitrification peuvent avoir une grande incidence sur les caractéristiques des boues et les procédés aérobies; parmi ces avantages, citons les suivants :

- **Décantabilité des boues.** La dénitrification d'une liqueur mixte à forte teneur en nitrates,

avant la clarification, réduit sensiblement, voire élimine, les problèmes liés à la remontée des boues. Ces problèmes sont causés par la dénitrification à l'intérieur des boues décantées (sous le lit de boues), où l'azote gazeux qui s'est formé est piégé dans la masse de boues, laquelle peut alors se mettre à flotter ou à remonter à la surface (Metcalf & Eddy, 1991). Les cellules anoxiques en amont de la chaîne de traitement biologique peuvent servir de « sélecteurs » biologiques et réduire la croissance des bactéries filamenteuses et promouvoir la zooglée pour améliorer la qualité de floculation de la biomasse (U.S. EPA, 1993).

- **Production d'alcalinité.** Il y a production d'alcalinité en présence de 3,57 g de carbonate de calcium par gramme de nitrates réduits, si les nitrates sont la source d'azote pour la synthèse des cellules (nitrates d'assimilation). La production d'alcalinité peut varier de 2,9 à 3,0 g de carbonate de calcium par gramme de nitrates réduits, en présence d'azote ammoniacal. On réduit ou on élimine de ce fait l'ajout des produits chimiques nécessaires à l'ajustement du pH des eaux usées peu alcalines, sensibles à la baisse du pH provoquée par la nitrification (U.S. EPA, 1993; WEF, 1998).
- **Élimination du carbone et réduction des besoins en oxygène.** La consommation du carbone des eaux usées soumises à un traitement primaire (DBO_5), par les micro-organismes hétérotrophes durant la dénitrification, réduit la DBO devant être traitée dans la zone aérobie (U.S. EPA, 1993) et diminue, dans une proportion équivalente, les besoins en oxygène. De fait, la demande en oxygène est réduite de 2,86 g d'oxygène par gramme de nitrates réduits (WEF, 1998). La réduction de la charge en DBO abaisse le rapport DBO_5/NTK et accroît le potentiel de nitrification dans la zone aérobie.

5.3.1.2 Configuration du procédé de dénitrification

Les procédés de dénitrification se divisent en deux catégories fondamentales, selon qu'ils comptent une étape ou deux étapes distinctes. Dans le premier cas, la nitrification et la dénitrification se font dans la même chaîne de traitement biologique. Dans le deuxième cas, la dénitrification s'obtient en traitant l'effluent du procédé de nitrification dans une chaîne biologique distincte, qui fonctionne séparément de la chaîne de nitrification servant à l'élimination du carbone.

Les systèmes à une étape consistent en une série de cellules ou de cycles anoxiques et aérobies, suivis d'un clarificateur final. Le nombre de bassins et de clarificateurs est moindre lorsque la nitrification et la dénitrification sont combinées, et ces systèmes sont beaucoup plus répandus pour le traitement des eaux usées municipales (WEF, 1998). Différentes configurations ont été utilisées et mises au point pour les systèmes à une étape, incluant la pré-dénitrification, la post-dénitrification et la combinaison pré-dénitrification/post-dénitrification.

Les procédés à étapes distinctes reposent sur l'utilisation de deux séries différentes de cellules, chacune reliée à un clarificateur distinct. La première chaîne de traitement sert à l'élimination du carbone et à la nitrification, alors que la deuxième assure la dénitrification de l'effluent issu de la première chaîne.

Les systèmes à une étape sont potentiellement plus économiques, car ils ne requièrent aucun clarificateur intermédiaire, ni dispositif de dénitrification distinct, et qu'ils sont plus compacts. Ils peuvent aussi être plus facilement

intégrés à des stations existantes utilisant les procédés aux boues activées en vue de l'élimination de l'azote total, en particulier lorsque la station dispose d'une capacité excédentaire (WEF, 1998). Ils sont par contre plus sensibles aux phénomènes de toxicité ou d'inhibition, vu l'absence de traitement biologique distinct en amont. Les procédés à étapes distinctes ont l'avantage d'utiliser un procédé de dénitrification optimisé distinct pour maintenir de faibles concentrations en azote total; par contre, ils requièrent habituellement une autre source de carbone, par exemple du méthanol ou des déchets carbonés organiques industriels. De plus, leurs coûts de F&E sont plus élevés.

Dans les systèmes à chaîne unique de traitement, la pré-dénitrification est l'étape qui confère les avantages de la dénitrification et ne requiert aucune source externe de carbone, autre que les eaux usées brutes préalablement traitées (traitement primaire). La présente section traite essentiellement de la pré-dénitrification dans les systèmes à chaîne unique, en faisant brièvement référence aux procédés de post-dénitrification et à ceux combinant pré-dénitrification et post-dénitrification. Les procédés à étapes distinctes peuvent utiliser la biomasse fixe ou en suspension et sont examinés plus en détail dans divers ouvrages, notamment Metcalf & Eddy (1991), U.S. EPA (1993), WEF (1998, 2000b), ainsi que WEF et ASCE (1998).

5.3.1.2.1 Configurations du procédé de pré-dénitrification

La pré-dénitrification requiert la mise en place d'une zone anoxique, en amont de la zone aérobie, cette dernière répondant à la demande en oxygène des matières carbonées et azotées des eaux usées. Après la formation des nitrates, la liqueur mixte est recyclée de la zone aérobie vers la zone anoxique située en amont, pour la dénitrification. Dans cette zone anoxique, les eaux usées brutes ayant subi un traitement primaire servent habituellement de source de carbone pour la dénitrification. La zone de pré-dénitrification peut aussi servir de zone tampon qui protège, contre les surcharges, les organismes nitrifiants sensibles, présents dans la zone aérobie.

Les dimensions de la zone anoxique varient en fonction de la quantité d'azote à éliminer, mais son volume représente habituellement de 20 à 40 % du volume total (c.-à-d. zones anoxique et aérobie) (WEF, 1998). À l'intérieur de la zone anoxique, la biomasse doit être maintenue en suspension sans entraîner l'oxygène dissous, ce qui entraverait le procédé. Une teneur minimale en oxygène dissous doit celles incorporée dans la zone anoxique, à partir de l'influent et de la recirculation interne de la liqueur mixte nitrifiée. En général, le T_s dans les systèmes de pré-dénitrification avec biomasse en suspension varie de 6 à 30 jours (le T_s augmentant proportionnellement avec la fraction volumétrique de la zone anoxique); le débit nominal est de 100 à 400 % pour la liqueur mixte nitrifiée et de 30 à 100 % pour les boues activées de retour (U.S. EPA, 1993; WEF, 1998). Sur le plan de l'efficacité de dénitrification, les systèmes à chaîne unique qui ne comportent qu'une seule zone anoxique peuvent réduire la teneur en azote total à une valeur comprise entre 4 et 11 mg/L (WEF, 1998).

Parmi les configurations qui s'offrent pour la pré-dénitrification, mentionnons le procédé Ludzack-Ettinger modifié, le procédé anaérobie/anoxique/oxique (A^2/O), le procédé à alimentation étagée à zones anoxiques multiples, le chenal d'oxydation, les réacteurs séquentiels discontinus, les réacteurs aérés à lit fixe immergé (filtre biologique aéré) et les réacteurs à biofilm sur lit circulant.

Le procédé Ludzack-Ettinger modifié comporte une zone de dénitrification anoxique située

en amont de la zone aérobie, à l'intérieur de laquelle les eaux usées primaires brutes servent de source de carbone. La liqueur mixte nitrifiée est recyclée de la zone aérobie vers la zone anoxique; les boues activées de retour sont recyclées, du clarificateur vers la zone anoxique; cette configuration assure la présence d'une quantité suffisante de nitrates pour les organismes hétérotrophes de dénitrification. La figure 5.19 présente un schéma du procédé Ludzack-Ettinger modifié.

Le procédé A^2/O était à l'origine un procédé anaérobie/oxique destiné à l'élimination biologique améliorée du phosphore. On y a ajouté la nitrification-dénitrification en intégrant une zone anoxique, entre les zones anaérobie et aérobie. La zone anaérobie peut être située en tête de la chaîne de traitement et servir de sélecteur anaérobie pour les applications n'ayant pas besoin d'un procédé biologique amélioré d'élimination du phosphore. La figure 5.20 présente un schéma du procédé A^2/O. Les procédés Ludzack-Ettinger modifié et A^2/O peuvent tous deux être optimisés par l'ajustement de la recirculation interne de la liqueur nitrifiée et des boues.

Le procédé à alimentation étagée à zones anoxiques multiples consiste en une série de zones anoxique et aérobie couplées, habituellement en trois étapes, où l'alimentation des eaux usées brutes (ayant subi un traitement primaire) se fait de façon étagée dans chaque zone anoxique. Cette succession de zones aérobies et anoxiques rend inutile la recirculation interne de la liqueur mixte nitrifiée. Les dimensions de chaque zone sont établies de manière à assurer la dénitrification des nitrates produits dans la zone aérobie précédente.

La pré-dénitrification peut aussi se faire dans des chenaux d'oxydation de configurations diverses. La désignation Orbal Sim-Pre fait référence à un procédé de nitrification et de dénitrification ou pré-dénitrification simultanées. Ce procédé comporte un premier canal d'aération qui reçoit l'influent primaire brut. Comme la demande en oxygène est supérieure à l'air insufflé, des conditions anoxiques se créent le long du circuit, dans la zone située en amont des aérateurs. Il y a donc nitrification-dénitrification simultanée dans le premier canal d'aération. Les canaux d'aération qui suivent sont des zones aérobies à l'intérieur desquelles il y a nitrification complète; la recirculation interne de la liqueur mixte nitrifiée, depuis le canal le plus profond vers celui le plus à l'extérieur, assure la pré-dénitrification. Parmi les autres configurations possibles, mentionnons celles comportant deux ou trois chenaux, comme les procédés BioDenitro DE et BioDenitro T respectivement; dans ces derniers cas, il y a production, en alternance, de pré-dénitrification et de conditions aérobies dans chaque réacteur en boucle (annexe A).

Les réacteurs séquentiels discontinus (RSD) fonctionnent selon un mode de remplissage et de vidange discontinu, au cours duquel la biomasse circule à travers des zones anoxiques et aérobies. Le réacteur séquentiel discontinu type, avec pré-dénitrification, prévoit une période d'alimentation discontinue, suivie de périodes de brassage-remplissage et de brassage-réaction sans aération, pour la pré-dénitrification des nitrates provenant du cycle de décantation précédent. Suit une période de réaction avec aération pour répondre aux besoins en oxygène des produits carbonés et azotés, et le cycle se termine par des phases de sédimentation et décantation.

La pré-dénitrification peut aussi se faire à l'aide de systèmes à biomasse, notamment les réacteurs aérés à lit fixe immergé (filtre biologique aéré) offerts en deux types de réacteurs de pré-dénitrification. Le procédé Biofor peut être utilisé comme procédé entièrement distinct, en tête

Figure 5.19 Schéma du procédé Ludzack-Ettinger modifié (WEF, 1998)

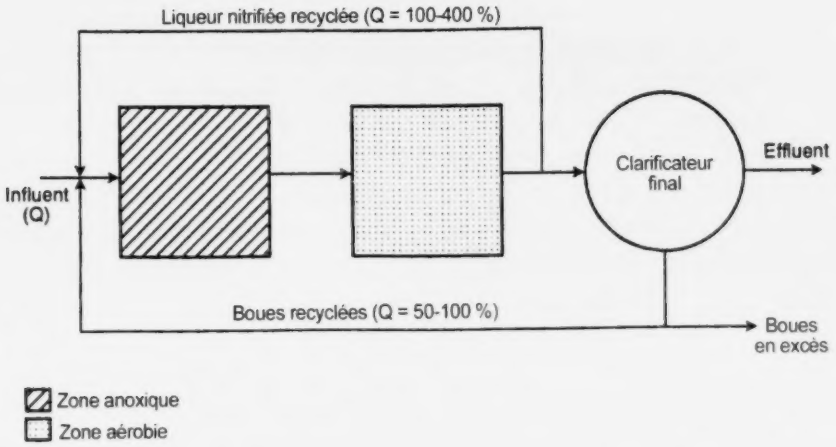
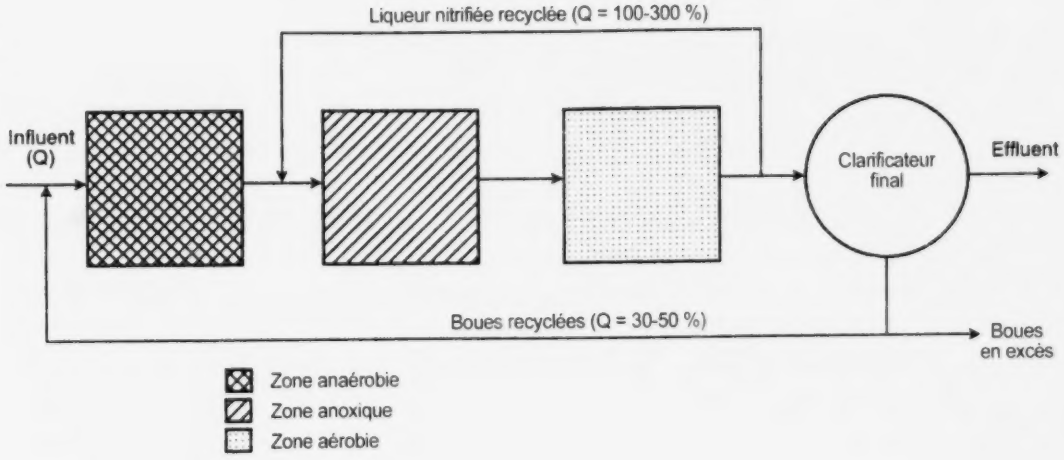


Figure 5.20 Schéma du procédé A²/O (WEF, 1998)



d'un procédé de traitement biologique qui reçoit les eaux usées brutes (ayant subi un traitement primaire) et l'effluent nitrifié recyclé provenant du traitement biologique en aval. Le procédé Biofor se déroule dans une zone entièrement anoxique, sans aération. Le réacteur Biostyr peut aussi servir à la pré-dénitrification, l'élimination du carbone et la nitrification – tout cela dans le même bassin – par l'installation d'un deuxième réseau collecteur d'air dans le milieu filtrant pour favoriser la création d'une zone anoxique de pré-dénitrification sous le collecteur d'air (voir

section 5.1.4). La zone anoxique du procédé Biostyr reçoit les eaux usées ayant subi un traitement primaire, ainsi que l'effluent nitrifié recyclé du réacteur Biostyr.

Enfin, le réacteur à biofilm sur lit circulant peut inclure une zone anoxique en amont, incluant des mélangeurs submersibles conçus pour maintenir le milieu en suspension sans insufflation d'air. Comme dans le cas des procédés aux boues activées, la pré-dénitrification est obtenue par la recirculation de la liqueur mixte nitrifiée depuis la zone aérobie du réacteur vers la zone anoxique, l'effluent ayant subi un traitement primaire servant de source de carbone.

5.3.1.2.2 Post-dénitrification et pré-dénitrification/post-dénitrification combinées

La post-dénitrification se produit dans une zone anoxique située en aval de la zone aérobie où se font l'élimination aérobie du carbone et la nitrification. Lorsque les eaux usées atteignent la zone anoxique, la source de carbone est épuisée et la dénitrification se fait par décomposition endogène. Une source externe de carbone – par exemple les eaux usées brutes (ayant subi un traitement primaire), du méthanol ou des déchets organiques industriels – peut être ajoutée pour favoriser la dénitrification. Le principal inconvénient de ce procédé vient du faible rapport DCO/N, lequel réduit le taux de dénitrification et nécessite une zone anoxique d'un volume supérieur à celui nécessaire pour la pré-dénitrification. La post-dénitrification devrait inclure une brève période d'aération, en amont du clarificateur final, pour assurer un taux minimal d'oxygène dissous avant la clarification finale. La post-dénitrification peut se faire avec des systèmes à biomasse fixe ou en suspension; pour plus d'informations à ce sujet, voir WEF (1998) et WEF et ASCE (1998).

On a habituellement recours à la combinaison pré-dénitrification/post-dénitrification lorsqu'il faut abaisser la teneur en azote total entre 1 et 3 mg/L (WEF, 1998). Des procédés de pré-dénitrification et post-dénitrification peuvent ainsi être combinés pour satisfaire aux exigences strictes relatives à la teneur en azote total de l'effluent, et le procédé Bardenpho à quatre étapes nous offre un exemple de l'application de deux zones anoxiques. Ce procédé comprend d'abord une zone anoxique et une zone aérobie et assure la pré-dénitrification par la recirculation interne de la liqueur mixte nitrifiée vers la zone anoxique. Les troisième et quatrième zones sont des zones respectivement anoxique et aérobie qui assurent la dénitrification finale et le maintien d'un taux suffisant en oxygène dissous avant la clarification. D'autres configurations et procédés, notamment le procédé modifié de l'University of Cape Town, le réacteur séquentiel discontinu et le réacteur à biofilm sur lit circulant, pour ne nommer que ceux-ci, peuvent aussi être utilisés et ils sont décrits plus en détail dans divers ouvrages, notamment Metcalf & Eddy (1991), U.S. EPA (1993), WEF (1998), ainsi que WEF et ASCE (1998).

5.3.2 Élimination du phosphore

L'élimination du phosphore dans les STEP peut se faire par des procédés biologiques améliorés ou des procédés chimiques. La présente section résume les principaux aspects des procédés biologiques améliorés et des procédés chimiques d'élimination du phosphore, en regard de l'élimination de l'ammoniac.

5.3.2.1 Élimination biologique améliorée du phosphore

L'élimination biologique améliorée du phosphore (EBAP) repose sur l'utilisation des phosphates accumulés par la biomasse des boues activées. Le phosphore présent en quantité supérieure aux besoins normaux de la croissance cellulaire est

stocké par la biomasse dans des conditions spécifiques, tantôt anaérobies, tantôt aérobies.

Le procédé d'EBAP s'amorce dans une zone anaérobie où la DCO facilement biodégradable est stockée dans les cellules des micro-organismes qui emmagasinent le phosphore, sous forme de polymères organiques. Ce stockage intracellulaire nécessite toutefois un apport d'énergie, énergie que les micro-organiques stockant le phosphore tirent des liaisons polyphosphatées riches en énergie (longues chaînes de phosphates).

À l'intérieur de la zone aérobie qui suit, les micro-organismes utilisent les polymères organiques stockés en conditions anaérobies comme source de carbone. Cette énergie produite est emmagasinée dans les cellules, par l'assimilation des phosphates des eaux usées et la formation de polyphosphates. Donc, les phosphates présents dans les eaux usées s'accumulent dans les cellules des micro-organismes qui emmagasinent le phosphore et les boues soutirées de la station d'épuration ont une forte teneur en phosphore.

Le procédé d'EBAP requiert la présence et la disponibilité d'une DCO facilement biodégradable dans la zone anaérobie et l'exposition de la biomasse des boues à des conditions en alternance anaérobies et aérobies.

Cependant, la présence des nitrates nuit sensiblement au procédé d'EBAP qui se déroule à un T_h variant de 3 à 68 jours (WEF, 1998). Un long T_h peut réduire l'efficacité d'élimination du phosphore (U.S. EPA, 1987). Le procédé d'EBAP devient stable après un T_h d'aussi peu que quatre jours; cependant, lorsque le T_h est de 6 jours et que la température dépasse 15 °C, il peut y avoir nitrification dans la zone aérobie (WEF, 1998), ce qui donnera lieu à la production de nitrates. Ces nitrates recyclés avec les boues, dans la zone anaérobie amont, favorisent la croissance des organismes de dénitrification qui utilisent le substrat facilement biodégradable comme source de carbone, à la place des bactéries qui emmagasinent le phosphore, lesquelles bactéries n'ont donc accès qu'à une portion faible, voire nulle, du substrat facilement biodégradable dans la zone anaérobie. Cette interférence par les nitrates réduit l'efficacité du procédé d'EBAP.

Les procédés d'EBAP doivent donc être conçus de manière à contrôler et à réduire les nitrates générés par le procédé de nitrification, pour éviter ou réduire l'interférence par les nitrates. Deux démarches principales ont été proposées et utilisées à cette fin. La première repose sur la dénitrification des boues de retour et la deuxième est basée sur la dénitrification de la liqueur mixte avant la clarification secondaire.

La dénitrification des boues de retour requiert les configurations suivantes :

- Une cellule anoxique située sur la chaîne de recyclage des boues, en amont de la zone anaérobie initiale. Le carbone nécessaire au procédé de dénitrification provient de la décomposition endogène. Après la dénitrification des boues recyclées dans la zone anoxique, les boues pénètrent dans la zone anaérobie initiale pour la première étape du procédé d'EBAP. Le procédé Johannesburg (Comeau, 1990), illustré à la figure 5.21, offre un exemple-type d'une telle application.
- Une cellule anoxique située entre les zones anaérobie et aérobie, sur la chaîne liquide principale. La liqueur mixte ou l'effluent des eaux usées provenant de la zone anaérobie sert de source de carbone pour le procédé de dénitrification. Après la dénitrification des boues recyclées dans la zone anoxique, la liqueur mixte dénitrifiée est ramenée dans la zone anaérobie initiale pour la première étape du procédé d'EBAP. Le procédé Phoredox à forte charge (Randall *et al.*, 1992), illustré à la

Figure 5.21 Schéma du procédé Johannesburg

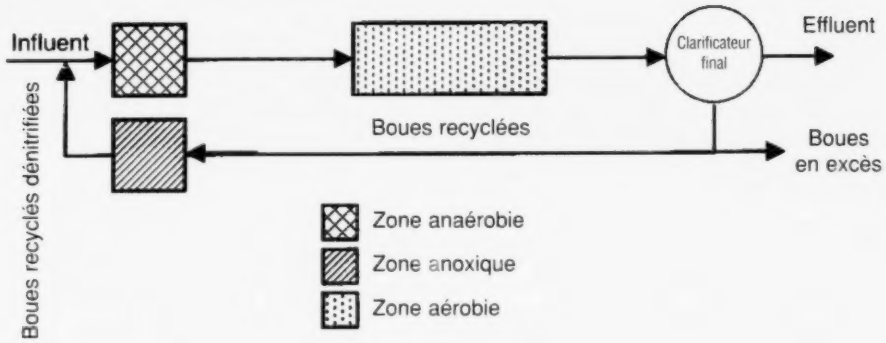


Figure 5.22 Schéma du procédé Phoredox à forte charge

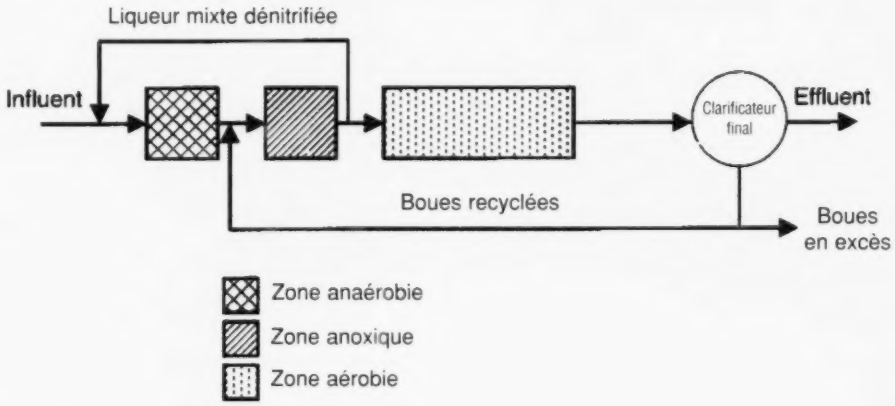


figure 5.22, offre un exemple-type de cette application.

La dénitrification de la liqueur mixte nitrifiée avant la clarification secondaire requiert l'recyclage interne de la liqueur mixte dans une zone anoxique située en amont de la zone aérée. La liqueur mixte ou l'effluent des eaux usées, qui sort de la zone anaérobie ou d'une zone anoxique précédente, sert de source de carbone pour le procédé de dénitrification. Cette configuration permet de réduire la teneur en nitrates de la liqueur mixte avant la clarification et donc réduit la teneur en nitrates des boues recyclées. Le procédé Bardenpho en cinq étapes (U.S. EPA, 1987; Comeau, 1990; WEF et ASCE, 1998) en est une application.

Parmi les autres variantes qui combinent ces deux configurations, c'est-à-dire la recirculation des boues et la dénitrification de la liqueur mixte nitrifiée pour contrôler et réduire les nitrates, mentionnons le procédé de l'University of Cape Town et le procédé modifié de l'University of Cape Town, lesquels sont illustrés respectivement aux figures 5.23 et 5.24 (Comeau, 1990; WEF et ASCE, 1998).

Parmi les principaux avantages du procédé d'EBAP, mentionnons les suivants :

- élimination/réduction de l'ajout de produits chimiques pour l'élimination du phosphore;
- réduction des besoins d'aération et du matériel requis à cette fin;
- réduction des coûts liés à l'utilisation de produits chimiques et aux systèmes d'aération;
- amélioration des taux de nitrification dans la zone aérobie, par l'élimination d'une partie du substrat organique soluble dans la zone anaérobie;
- réduction de la production de boues excédentaires, par suite de l'élimination ou de la réduction de l'ajout de produits chimiques;
- facilitation du traitement des boues;
- boues en excès se prêtant mieux à l'épandage sur le sol, et
- élimination de l'azote total par le procédé d'EBAP.

5.3.2.2 Élimination chimique du phosphore

L'élimination chimique du phosphore peut être intégrée à un procédé primaire, secondaire ou tertiaire. Le principe de base qui sous-tend l'élimination chimique du phosphore consiste en la transformation du phosphore soluble en phosphore particulaire, par précipitation et floculation chimiques. Ce traitement est suivi de la sédimentation, la flottation ou la filtration des précipités.

La précipitation chimique du phosphore contenu dans les eaux usées requiert l'ajout d'un coagulant. Dans de bonnes conditions, le coagulant forme un précipité insoluble contenant du phosphore, précipité qui peut ensuite être retiré et éliminé. Parmi les coagulants habituellement utilisés pour la précipitation du phosphore, mentionnons les suivants :

- aluminum
  - alun ($Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$)
  - aluminate de sodium ($NaAlO_2$)
  - chlorure de polyaluminium
- fer
  - chlorure ferrique ($FeCl_3$)
  - chlorure ferreux ($FeCl_2$)
  - sulfate ferrique ($Fe_2(SO_4)_3$)
- calcium
  - chaux ($Ca(OH)_2$)

L'efficacité de l'élimination chimique du phosphore dépend de trois paramètres principaux, à savoir la dose de coagulant, le pH et la concentration minimale réalisable en phosphates. Pour plus d'informations sur l'élimination chimique du phosphore, consulter U.S. EPA (1987), Metcalf & Eddy (1991), WEF (1998) et WEF et ASCE (1998).

L'élimination chimique du phosphore peut avoir une incidence sur l'alcalinité des eaux usées, principal paramètre influant sur l'élimination du phosphore par la chaux. La dose de chaux et la quantité de matières solides produite dépendent de l'alcalinité des eaux usées. L'alun et le chlorure ferrique abaissent l'alcalinité par des réactions secondaires. Le cas échéant, il y aura moins d'alcalinité pour exercer un pouvoir tampon sur le procédé de nitrification ou pour maintenir une alcalinité résiduelle minimale. Des suppléments basiques doivent donc être

Figure 5.23 Schéma du procédé de l'University of Cape Town

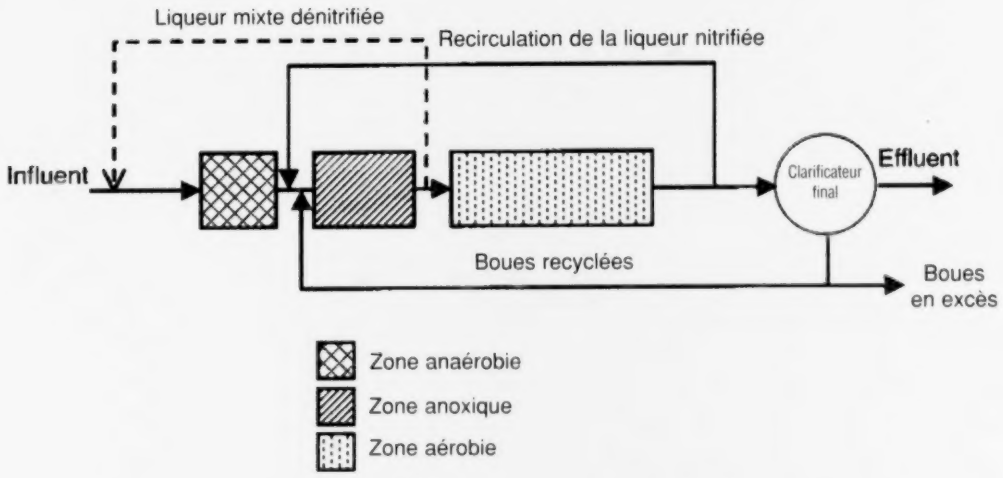
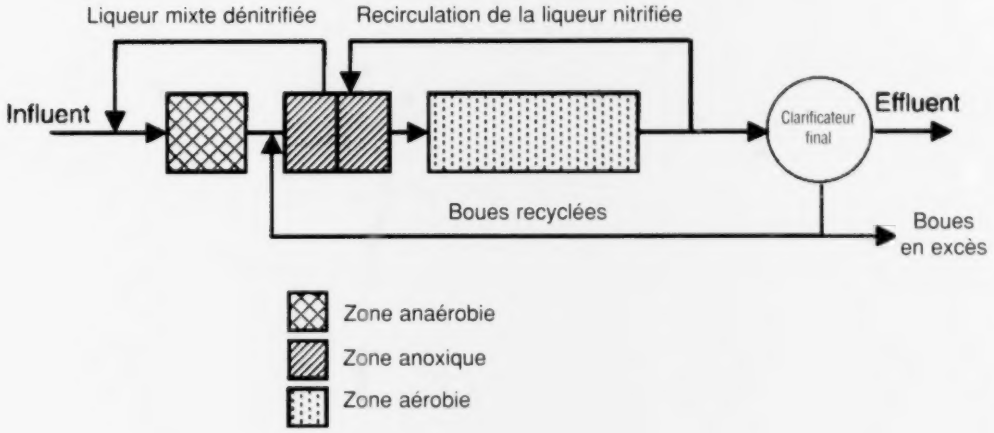


Figure 5.24 Schéma du procédé modifié de l'University of Cape Town



ajoutés, après une diminution marquée durant l'étape de précipitation chimique du phosphore.

5.4 Technologies novatrices d'élimination de l'ammoniac

Un certain nombre de nouveaux procédés prometteurs, pour l'élimination des éléments nutritifs des eaux usées municipales, continuent d'être mis au point. Parmi ceux-ci figurent de nouveaux procédés biologiques optimisés combinant la biomasse en suspension et la biomasse fixe pour la nitrification autotrophe aérobie classique, la pré-dénitrification ou post-dénitrification et/ou l'EBAP. De plus, des travaux se poursuivent en vue d'optimiser le chenal d'oxydation et ainsi favoriser la nitrification

hétérotrophe couplée à la dénitrification aérobie, ce qui pourrait procurer certains avantages. Ces différents procédés sont décrits ci-après; cependant, ils n'en sont encore qu'aux premiers stades expérimentaux, et peu ou pas de démonstrations à grande échelle ont été réalisées.

5.4.1 Procédés biologiques

5.4.1.1 Nitrification-dénitrification partielle — Procédé Sharon

La nitrification partielle de l'ammoniac en nitrites, suivie d'une dénitrification, est intéressante, car elle offre la possibilité de réduire l'énergie d'aération pour la nitrification et l'ajout de DCO pour la dénitrification. Des essais ont été réalisés avec un procédé expérimental aux boues activées utilisant des zones anoxique et aérobie, en contrôlant un certain nombre de conditions environnementales (p. ex., inhibition par l'ammoniac libre, l'acide nitreux ou le chlorate; réduction des nitrites; faibles MES dans la liqueur mixte); le procédé s'est avéré efficace, mais seulement pendant une durée limitée (c.-à-d. pendant jamais plus de 125 jours), à cause de l'acclimatation de la biomasse (Turk et Mavinic, 1989).

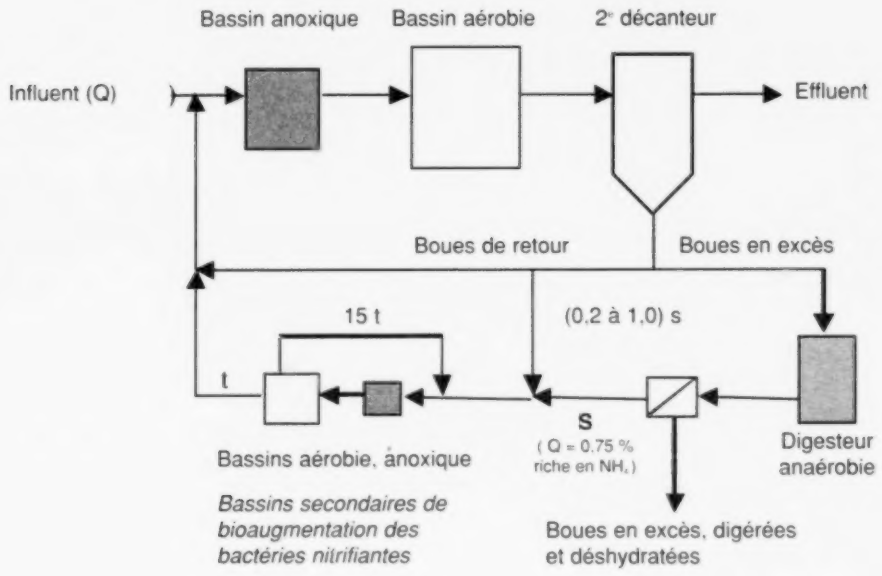
Il est toutefois possible d'obtenir une nitrification-dénitrification partielle avec le procédé Sharon (réacteur unique, pour l'élimination de l'ammoniac par les nitrites), conçu pour traiter les flux riches en ammoniac – par exemple le surnageant d'un digesteur anaérobie – par le fonctionnement d'un réacteur homogène activé à haute température (30-40 °C) sans rétention des boues. Des cycles de 80 minutes d'aération et de 40 minutes de dénitrification (sans aération) sont utilisés pour obtenir une nitrification partielle en nitrites (plutôt qu'en nitrates), puis la dénitrification en azote gazeux, ce qui permet de réduire les coûts liés à l'énergie d'aération (25 %) et à l'ajout de DCO (p. ex., méthanol; économies de 40 %). On obtient une nitrification partielle, du fait qu'à une température supérieure à 13 °C, le taux de croissance des oxydants de l'ammoniac est supérieur à celui des oxydants des nitrites. Le TRH total, qui est égal au T_b, est fixé à 1,5 jour (Hellinga *et al.*, 1998). Ce procédé a été testé avec succès à grande échelle (Mulder *et al.*, 2001).

5.4.1.2 Procédé Babe

Le procédé Babe favorise la bioaugmentation des organismes nitrifiants à l'intérieur d'un réacteur secondaire constitué d'un bassin anoxique et d'un bassin aérobie (figure 5.25). Un flux de déchets riches en ammoniac (p. ex., l'eau de procédé provenant d'un digesteur anaérobie des boues) est introduit dans le réacteur secondaire, à l'intérieur duquel le TRH est égal au T_b (de 1,3 à 2,2 jours); ce réacteur ne comporte aucun bassin de sédimentation et l'effluent est recyclé dans le procédé principal. Dans l'étude menée par Salem *et al.* (2001), le débit des eaux usées à traiter était de 43 200 m^3/d (« Q ») et le débit de l'effluent riche en ammonium provenant de la déshydratation des boues en excès était de 0,0075 fois « Q » (« s »). Pour favoriser la bioaugmentation des organismes nitrifiants dans le procédé secondaire, une fraction des boues recyclées (de 0,2 à 1,0 fois « s ») a été ajoutée à ce flux riche en ammonium, à l'intérieur d'une série de bassins anoxiques et aérobies (débit de l'effluent = « t »), et la dénitrification dans le bassin anoxique permet de rétablir l'alcalinité.

La bioaugmentation de la population nitrifiante secondaire permet de réduire le T_b total, une option qui paraît intéressante pour la modernisation des installations, la conception de bioréacteurs plus petits ou encore la nitrification à de basses températures. Selon une simulation par ordinateur d'une STEP à grande échelle, ce procédé a presque doublé la biomasse nitrifiante, ce qui permettrait de réduire d'autant le volume du bioréacteur du fait que la

Figure 5.25 Procédé Babe de bioaugmentation des bactéries nitrifiantes dans un réacteur secondaire (d'après Salem *et al.*, 2001)



nitrification et la dénitrification se font dans des bassins secondaires (Salem *et al.*, 2001).

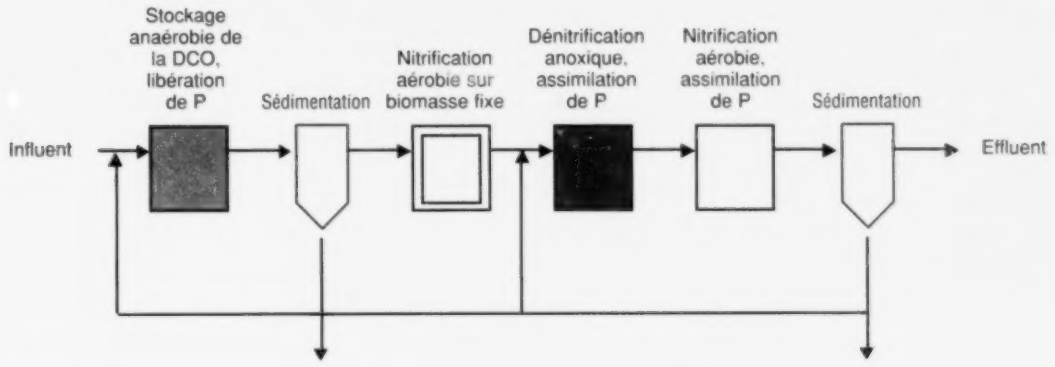
5.4.1.3 Procédé Dephanox

Le procédé Dephanox repose sur l'utilisation de nitrates, plutôt que d'oxygène, pour l'assimilation des phosphates durant un procédé d'EBAP. Après la zone anaérobie habituelle à l'intérieur de laquelle l'influent et les boues recyclées sont combinés pour favoriser l'adsorption et l'accumulation de la matière organique par la biomasse, un clarificateur est intégré au procédé pour récupérer le surnageant qui contient de l'ammoniac et le diriger vers une biomasse nitrifiante fixe, alors que les boues sont acheminées dans le réacteur aval où les nitrates sont utilisés pour l'assimilation des phosphates. Une dernière zone aérobie complète le procédé (figure 5.26) (Wanner *et al.*, 1992; Sorm *et al.*, 1996). Ce procédé réduit considérablement la demande en oxygène, ainsi que le T_b nécessaire à l'obtention d'une nitrification stable, tout en améliorant la décantabilité des boues (Hu *et al.*, 2000).

5.4.1.4 Réacteur Circox à biofilm et air-lift

Le procédé Circox utilise un air-lift pour faire circuler le sable sur lequel se forme le biofilm qui assure la nitrification et la dénitrification (figure 5.27). L'influent est introduit dans une zone centrale, où il est mélangé aux particules du biofilm recyclées de la zone aérobie. Cette « liqueur mixte » est acheminée en aval, dans la zone aérobie, au moyen d'une colonne montante à émulsion d'air. Un deuxième air-lift assure la recirculation dans la zone aérobie. Le liquide excédentaire s'écoule dans la zone de

Figure 5.26 Procédé Dephanox pour l'élimination biologique de l'azote et du phosphore



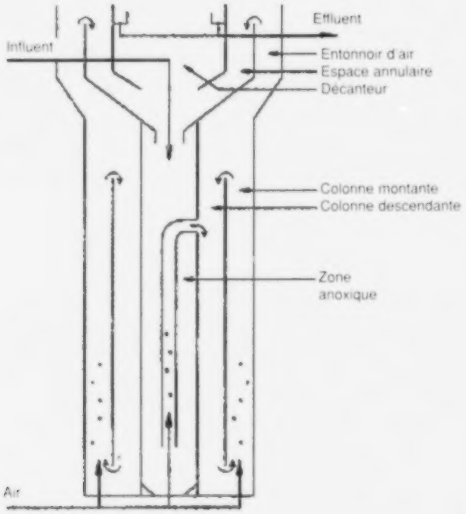
sédimentation où les particules sont séparées de l'effluent.

Ce procédé peut supporter une forte DCO et une forte charge en azote; il est donc compact et ne requiert qu'une très faible superficie au sol (environ 10 % d'un procédé aux boues activées). Il a été appliqué au traitement des eaux usées municipales (Fritjers *et al.*, 1997) et industrielles (Mulder et Bruijn, 1993; Fritjers *et al.*, 2000), tant à l'échelle pilote (3 m^3) qu à grande échelle (p. ex., 130 m^3). Ce procédé a permis d'extraire 2,5 kg DCO/m^3 par jour et 0,8 kg d'azote ammoniacal par mètre cube (aérobie) par jour, ce qui représente des taux d'élimination respectifs de 29 % et 90 % pour un effluent industriel (Fritjers *et al.*, 2000). De plus, le rendement de boues a été faible (2 à 10 % de la DCO transformée) et aucun lavage à contre-courant n'a été nécessaire, car un état d'équilibre entre le taux de charge et la concentration de la biomasse a été atteint par le détachement des boues. Le traitement des effluents par flottation à l'air dissous a été utilisé pour retenir la biomasse. Une biomasse dense (220 mL/g) et très concentrée (30 g MVS/L) a été obtenue. L'âge élevé des boues a donné lieu à la fois à la nitrification et à la dénitrification.

5.4.2 Procédés physico-chimiques

La précipitation de l'ammonium peut donner lieu à la formation de granules de phosphate de calcium ou de struvite (phosphate ammoniaco-magnésien; $MgNH_4PO_4$), qui permettent de récupérer les nutriments des eaux usées municipales, industrielles et agro-industrielles pour les utiliser comme engrais. On retrouve souvent de fortes concentrations de ces trois composés chimiques dans le surnageant d'un digesteur anaérobie ou dans la zone anaérobie d'un procédé EBAP. Depuis les dix dernières années, des réacteurs à lit fluidisé (à l'intérieur desquels la volatilisation du dioxyde de carbone se fait par aération, ce qui a pour effet d'élever le pH) sont généralement utilisés pour favoriser la formation et la récupération du phosphate de calcium ou du struvite (Battistoni *et al.*, 2000).

Figure 5.27 Schéma du réacteur Circox à air-lift et biofilm avec zones anoxique et aérobie intégrées (Fritjers *et al.*, 2000)



5.5 Coûts préliminaires des procédés de nitrification de rechange

Cette section présente un résumé des coûts estimatifs d'immobilisation et de F&E des procédés de rechange pour l'élimination de l'ammoniac. Ces estimations de l'ordre de grandeur des coûts ont été établies en fonction de caractéristiques générales précises de l'influent traité dans les STEP, en regard de quatre différents scénarios de traitement des eaux usées. Ces quatre scénarios, prévoyant l'application de nouveaux procédés autonomes ou de procédés complémentaires pour l'élimination de l'ammoniac, sont décrits ci-après.

- *Scénario 1 :* Application d'un nouveau procédé de nitrification autonome, d'une capacité nominale moyenne de 25 000 m^3/d (5,5 MIGD) (donc, station de taille moyenne), pour le traitement d'eaux usées municipales de concentration moyenne. Selon le procédé biologique utilisé, les caractéristiques de l'influent sont représentatives d'eaux usées brutes ou d'un effluent ayant subi un traitement primaire.
- *Scénario 2 :* Application d'un nouveau procédé de nitrification tertiaire complémentaire, d'une capacité nominale moyenne de 25 000 m^3/d (5,5 MIGD) (station de taille moyenne) pour le post-traitement d'un effluent préalablement traité en bassin.
- *Scénario 3 :* Application d'un nouveau procédé de nitrification autonome d'une capacité nominale moyenne de 1 000 m^3/d (0,22 MIGD) (petite station), pour le traitement d'eaux usées municipales de concentration moyenne. Ceci correspond à l'installation d'un nouveau procédé de nitrification par les boues activées en aération prolongée, en amont d'un traitement en étang existant, pour assurer l'élimination de l'ammoniac durant toute l'année.

- *Scénario 4* : Application d'un nouveau procédé de nitrification tertiaire complémentaire, d'une capacité nominale moyenne de 1 000 m^3/d (0,22 MIGD) (petite station), pour le post-traitement d'un effluent traité en étang.

Le tableau 5.2 indique les caractéristiques générales de l'influent qui ont servi de base au calcul des coûts estimatifs pour les quatre scénarios; ces caractéristiques sont représentatives d'eaux usées de concentration moyenne selon Metcalf & Eddy (1991) et sont considérées comme des valeurs prudentes élevées, mais néanmoins représentatives (voir le chapitre 3). On a par ailleurs présumé que le niveau d'alcalinité des eaux usées était suffisant pour maintenir la nitrification. Des critères de conception prudents ont été utilisés, notamment quant à la température durant l'hiver – soit 10 °C pour un effluent non traité ou soumis à un traitement préliminaire ou primaire et 5 °C pour un effluent traité en étang – ce dernier servant d'influent au procédé de nitrification, selon le scénario choisi (tableau 5.2).

Cette évaluation des coûts ne porte que sur les procédés biologiques de nitrification, ceux-ci étant considérés comme l'option la plus facilement réalisable et économiquement viable, pour éliminer l'ammoniac des eaux usées municipales. Le dimensionnement et les coûts des procédés de nitrification requis ont été établis en fonction de la norme de rejet suivante : production d'un effluent traité ayant une concentration en azote ammoniacal total < 5 mg/L (moyenne mensuelle). Cette concentration dans l'effluent rejeté est considérée comme un objectif raisonnable, pour les procédés de nitrification étudiés.

Suivant la source d'information consultée, les coûts d'immobilisation estimatifs peuvent ou non correspondre au coût total de construction (c.-à-d. incluant ou non les coûts d'installation de l'équipement et des ouvrages de génie civil). Cependant, aucune des estimations n'inclut d'autres coûts indirects reliés au projet, associés par exemple aux services techniques, administratifs, juridiques et financiers, ou à quelque marge d'imprévus. On peut s'attendre à ce que ces derniers coûts indirects majorent de 20 à 40 % le coût total de construction (WEF, 1998).

Toutes les estimations sont indiquées en dollars canadiens, en valeurs courantes (c.-à-d. d'après l'indice moyen des coûts de construction (6220) du *Engineering News-Record* pour l'année 2000), et leur degré d'exactitude correspond à celui d'estimations de l'ordre de grandeur (c.-à-d. de +50 % à –30 %) (WEF, 1998).

Pour une évaluation économique plus détaillée des différentes améliorations proposées, il faudrait procéder à une analyse des coûts pendant toute la durée de vie utile, qui tiendrait compte du coût total du projet, des frais de financement et des dépenses de F&E prévues. Pareille analyse devrait être réalisée par un expert-conseil en conception de projet et porter sur un cas précis, afin d'obtenir une indication plus détaillée des paramètres économiques propres aux différents procédés durant leur durée de vie.

Il convient d'insister sur le fait que le calcul d'estimations fiables est une tâche complexe, qui dépend de nombreux facteurs dont bon nombre ne sont pas directement liés à la capacité de l'usine, ni au type de procédé ou à la qualité de l'effluent visée, mais sont plutôt propres au site et sont souvent variables et incontrôlables. On trouvera un résumé de divers facteurs et paramètres influant sur les coûts dans WEF (1998).

Tableau 5.2 Caractéristiques générales de l'influent des STEP servant à déterminer les dimensions et les coûts de nouveaux procédés de nitrification

Caractéristiques de l'influent	Scénario				
	1a	1b*	2	3	4
Débit moyen (m^3/d)	25 000	25 000	25 000	1 000	1 000
Coefficient de pointe hydraulique	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0
DBO_C (mg/L)	220	150	50	220	50
TSS (mg/L)	220	100	50	220	50
NTK (mg/L)	40	35	–	40	–
$NTK_{soluble}$ (mg/L)	35	30	–	35	–
Azote ammoniacal total (mg/L)	25	25	20	25	20
Phosphore total (mg/L)	8	7	6	8	6
pH	7,0	7,0	7,0	7,0	7,0
Température (°C)	10	10	5	10	5

* On présume que l'effluent soumis à un traitement primaire, dans le scénario 1b, inclut le flux recyclé provenant du traitement des matières solides.

5.5.1 Sources d'information sur les coûts

Des contacts ont été faits auprès d'un certain nombre des principaux fournisseurs de produits technologiques, pour obtenir des renseignements sur les dimensions et les coûts des procédés en regard des applications générales définies, et plus particulièrement pour les procédés jugés non classiques ou brevetés (p. ex., les systèmes à biomasse fixe, les bioréacteurs à membrane et les réacteurs à biofilm sur lit circulant) ou pour les procédés à boues activées de conception unique sur lesquels on possède peu d'information. La mention des devis indicatifs des fournisseurs ne constitue d'aucune façon un appui en faveur du procédé ou du fournisseur en question.

Sauf indications contraires, les estimations de coûts qui ont été obtenues du fournisseur, d'après les conditions générales définies, ne valent que pour les procédés de nitrification avec traitement secondaire. Elles n'incluent pas les étapes de traitement amont (p. ex., pompage de l'influent, traitement préliminaire et/ou primaire ou prétraitement en étang), la filtration en aval, les étapes de désinfection ou les étapes de traitement des boues. De même, les coûts de construction estimatifs n'incluent pas les coûts d'installation de l'équipement ni des ouvrages de génie civil, sauf indications contraires. Enfin, les coûts de F&E n'ont été fournis que par quelques-uns des fournisseurs contactés.

Les courbes et les équations publiées sur les coûts et la capacité (U.S. EPA, 1992; Hydromantis, Inc. et SBR Technologies Inc., 1998; WEF, 1998) ont été utilisées pour calculer les coûts estimatifs des procédés de traitement plus classiques, comme les procédés aux boues activées, les procédés biologiques d'élimination des nutriments et les bioréacteurs à membrane, en fonction d'un débit nominal moyen. Dans ces cas, le coût total de construction inclut les ouvrages de génie civil. Par ailleurs, les coûts d'immobilisation et de F&E

ont en général été calculés en tenant compte de l'ensemble des principales étapes de la chaîne liquide de traitement (p. ex., pompage des eaux usées, traitement préliminaire et/ou primaire, en plus du procédé biologique de nitrification). Les estimations de coûts sont basées uniquement sur un débit d'influent moyen.

On a aussi utilisé le logiciel CapdetWorks[TM] de Hydromantis, Inc., lequel est offert sur le marché, pour les estimations préliminaires des dimensions et des coûts des procédés. Ce logiciel permet de calculer le coût total de construction et les coûts de F&E pour chacune des étape d'une chaîne de traitement classique, incluant les stations de pompage, les traitements amont et divers procédés de nitrification, comme les procédés aux boues activées, les lits bactériens et les contacteurs biologiques rotatifs.

Le logiciel CapdetWorks[TM] utilise des algorithmes de conception, des modèles, des méthodes d'établissement des coûts unitaires et une base de données personnalisable et à jour sur l'équipement et le matériel, pour estimer, d'après le niveau de planification, les coûts du cycle de vie, les coûts du projet, le coût total de construction (c.-à-d. incluant tous les coûts liés aux ouvrages de génie civil, à la préparation du site, aux travaux électriques, aux canalisations extérieures, aux instruments et mécanismes de commande) et le coût total de F&E (incluant les coûts d'exploitation, d'entretien, du matériel, des produits chimiques et d'énergie (à raison de 0,10 $/kWh)). Ce programme utilise le débit nominal et les caractéristiques des eaux usées définis (tableau 5.2), comme paramètres d'entrée. Les coûts associés aux immeubles administratifs et aux laboratoires, de même que les coûts de main-d'oeuvre, ne sont pas inclus dans les estimations.

En raison des nombreux facteurs susceptibles d'avoir une incidence sur la conception et les coûts d'un système particulier, ainsi que des différentes sources d'information et bases de calcul qui ont été utilisées pour produire les estimations approximatives de coûts indiquées dans cette section, le lecteur doit éviter de tirer des conclusions générales quant à la rentabilité relative d'un procédé par rapport à un autre. Les exigences techniques et les coûts des procédés biologiques de traitement varient en fonction des particularités propres à chaque site.

5.5.2 Coûts des nouveaux procédés de nitrification

Les procédés de nitrification autonomes, pour lesquels des données sur les coûts ont été obtenues ou calculées en regard du scénario 1, incluent les suivants :

- boues activées (estimations d'après le logiciel CapdetWorks[TM])
  - nitrification en une étape
  - en deux étapes (procédé aux boues activées à forte charge et procédé aux boues activées nitrifiantes);
- aération prolongée des boues activées (estimations d'après le logiciel CapdetWorks[TM]);
- élimination biologique des nutriments (calculs effectués à partir des équations coût-capacité)
  - nouvelles installations et amélioration de stations existantes;
- chenal d'oxydation (estimations du fournisseur);
- réacteur séquentiel discontinu (calculé);
- bioréacteur à membrane (fournisseur)
  - nitrification et dénitrification en une étape;
- réacteur aéré à lit fixe immergé (filtre biologique aéré – fournisseur)
  - procédé en deux étapes;

- lit bactérien (fournisseur et CapdetWorks™)
  - en deux étapes, avec clarificateur intermédiaire;
- contacteur biologique rotatif (fournisseur et CapdetWorks™)
  - en une et deux étapes, avec clarificateur intermédiaire;
- contacteur biologique immergé (fournisseur)
  - en une étape, sans clarificateur intermédiaire;
- réacteur à biofilm sur lit circulant (fournisseur)
  - en deux étapes, sans clarificateur intermédiaire, et
- réacteur à lit fluidisé (fournisseur)
  - nitrification tertiaire.

Les procédés de nitrification tertiaire complémentaires, pour lesquels des données ont été obtenues ou calculées en fonction du scénario 2 sont les suivants :

- réacteur aéré à lit fixe immergé (fournisseur);
- lit bactérien (fournisseur);
- contacteur biologique rotatif (fournisseur), et
- contacteur biologique immergé (fournisseur).

Les procédés de nitrification autonomes, pour lesquels des données sur les coûts ont été établies en fonction du scénario 3, incluent :

- le nouveau procédé aux boues activées en aération prolongée (CapdetWorks™), et
- la modernisation des étangs pour inclure un procédé aux boues activées en aération prolongée (courbes des coûts du procédé Sutton dans MEO et Environnement Canada, 1993).

Enfin, les procédés de nitrification tertiaire complémentaires pour lesquels des données ont été calculées en fonction du scénario 4, sont indiqués ci-après :

- lit bactérien (CapdetWorks™);
- contacteur biologique rotatif (CapdetWorksTM);
- filtre à sable intermittent (coûts calculés et estimés à partir respectivement des équations et des courbes de coûts);
- filtre à sable à recirculation (fournisseur), et
- marais artificiels (coûts non basés expressément sur les conditions du scénario 4; voir la section 5.5.2.1).

En plus d'assurer une nitrification quasi complète, le chenal d'oxydation, le réacteur séquentiel discontinu et le bioréacteur à membrane peuvent éliminer les nitrates par dénitrification, car ils sont dotés de zones anoxiques. Le bioréacteur à membrane offre en outre l'avantage de produire un effluent d'une qualité comparable à celle d'un effluent soumis à un procédé tertiaire.

Le tableau 5.3 présente, sous le scénario correspondant, un résumé des coûts d'immobilisation et de F&E qui ont été obtenus des fournisseurs, pour les différents procédés de nitrification. Des remarques précises, dont les hypothèses formulées, la conception, les bases de coût et les caractéristiques des procédés, sont incluses à la dernière colonne, sous « Remarques ». Les coûts calculés à partir des courbes ou équations de coûts publiées ou du logiciel CapdetWorks™ sont résumés respectivement aux tableaux 5.4 et 5.5.

Les estimations du coût total de construction et du coût annuel total de F&E, qui ont été établies à partir du logiciel CapdetWorks™, ont été utilisées pour préparer les courbes coût-capacité en fonction de débits nominaux moyens de

Tableau 5.3 Coûts des techniques d'élimination de l'ammoniac (information obtenue des fournisseurs)

Procédé	Coûts d'immobilisation et de F&E Scénario 1a	Scénario 1b	Scénario 2	Scénario 3	Scénario 4	Remarques
Procédé biologique à biomasse en suspension						
Boues activées (c.-à-d. procédé à aération prolongée en une étape) BIOLAC [Parkson Corp.]	Coûts d'immobilisation : 9 240 000 $[c] Coûts de F&E : non disponibles					*Scénario 1a* : Deux chaînes parallèles, chacune incluant un bassin d'aération Biolac (T_n = 55 jours) de 4,6 m de profondeur latérale et d'un volume de 15 ML. Chaque bassin comprend un clarificateur secondaire InterClar avec déversoir, râteau dégrilleur et pompe de recirculation des boues de 825 pi³/m. Les coûts d'immobilisation incluent le système d'aération BioFlex (4 735 pi³/m) avec dispositifs BioFuser et vannes de réglage, réseau d'alimentation en air, trois soufflantes de 150 ch, ainsi qu'un tableau de commande avec démarreurs, interrupteurs et minuteries du moteur. Tous les coûts d'installation de l'équipement, ainsi que des ouvrages de génie civil et d'inspection, de supervision initiale et de formation, sont inclus. Les coûts liés au pompage et au prétraitement de l'influent, ainsi qu'à la mesure et au contrôle du taux d'OD, sont exclus.
Bioréacteur à membrane (BRM) (c.-à-d. membrane à fibres creuses immergées; aération prolongée avec zone anoxique) [Zenon Environmental]		Coûts d'immobilisation : 15 000 000 $ Coûts de F&E : 650 000 $/année				*Scénario 1b* : Quatre bassins d'aération parallèles (T_n > 15 jours) d'une profondeur latérale de 4,5 m. Chaque bassin d'aération renferme une zone anoxique amont représentant 25 % (en volume). Chaque bassin d'aération contient 30 cassettes de membranes d'une surface de 446 m² par cassette (configuration du module : ZW500-C), pour une surface totale de 53 500 m². Les membranes à fibres creuses sont des ultrafiltres dont les pores ont une taille nominale de 0,035 µm. Chaque cassette est aérée selon un intervalle marche/arrêt de 10 secondes, à un débit d'air de 200 pi³/m par cassette. Les coûts d'immobilisation incluent les membranes, les cadres en acier inoxydable supportant la membrane, les collecteurs de perméat, les pompes à perméat, les pompes de recirculation, les diffuseurs à bulles fines, les pompes de soutirage des boues, les soufflantes, les mécanismes d'entraînement à fréquence variable et les démarreurs de moteur (excluant le centre de commande de moteur), les tableaux avec CLP, l'instrumentation, les dispositifs de commande, l'installation sur place, la supervision de la mise en service et la formation des opérateurs. La station de pompage de l'influent, le traitement préliminaire incluant le dégrillage fin, le traitement primaire et le traitement des boues sont exclus, tout comme les ouvrages de génie civil, le transport, les frais de sous-traitance et les taxes. Les coûts de F&E sont basés sur le remplacement des membranes, le coût des produits chimiques et la consommation d'électricité. Les frais de main-d'œuvre sont exclus.
Chenal d'oxydation (boues activées en aération prolongée; chenal triple; réacteur séquentiel discontinu) [USFilter Kruger Products]	Coûts d'immobilisation : 1 330 000 $[c] Ouvrages en béton : 1 600 000 $[c] Coûts de F&E : 470 000 $/année					*Scénario 1a* : Une chaîne de traitement formée de trois chenaux d'oxydation reliés entre eux. Aucune étape de clarification secondaire n'est requise. Chaque chenal d'oxydation mesure 65 m de longueur sur 22 m de largeur; la largeur du canal est de 11 m et la profondeur latérale est de 4 m. Chaque chaîne compte trois déversoirs d'admission et 10 déversoirs de sortie et chaque chenal compte quatre aérateurs à brosses (rotors). Les coûts d'immobilisation incluent les aérateurs à brosse (rotors), les déversoirs d'admission et de sortie, les mâts de guidage pour l'installation future des mélangeurs submersibles, le système d'instrumentation et de contrôle avec CLP et instruments sur le terrain (sondes de mesure de l'OD et capteurs ultrasoniques), les services sur le terrain incluant l'inspection des installations, l'assistance initiale pour la mise en service et la formation des opérateurs. La station de pompage de l'influent, les traitements préliminaires et primaires et le traitement des boues sont exclus. Tous les ouvrages de génie civil, incluant les canalisations d'eau et d'eaux usées, l'interconnexion des conduites et des câbles électriques, l'installation et la supervision, les dispositifs de commande des moteurs, les terminaisons sur le terrain, le matériel de distribution électrique, les démarreurs de moteur, les contacteurs, les contacteurs-inverseurs, les tableaux de commande locale et les boîtiers de raccordement sont également exclus. Les coûts de F&E sont basés sur la consommation électrique des aérateurs à brosses (rotors). Les frais de main-d'œuvre sont exclus.
Lit bactérien [transfert de masse]	Coûts d'immobilisation : 5 360 000 $[c] Coûts de F&E : 75 000 $/année	Coûts d'immobilisation : 3 540 000 $[c] Coûts de F&E : 72 500 $/année	Coûts d'immobilisation : 4 300 000 $[c] Coûts de F&E : 75 000 $/année			*Scénario 1a* : Deux chaînes parallèles, chacune incluant deux lits bactériens. Le premier lit bactérien a une surface de 681 m² (élimination de la pollution carbonée) avec milieu filtrant de 6,1 m de profondeur, sans dispositif de recirculation. Le deuxième lit bactérien a une surface de 461 m² (nitrification), avec milieu filtrant d'une profondeur de 6,1 m, sans recirculation de l'effluent. Des clarificateurs doivent être installés entre la première et la deuxième phase. *Scénario 1b* : Deux chaînes parallèles, chacune incluant deux lits bactériens. Le premier lit bactérien a une surface de 328 m² (élimination de la pollution carbonée), avec milieu filtrant d'une profondeur de 6,1 m, sans recirculation. Le deuxième lit bactérien a une surface de 393 m² (nitrification), avec milieu filtrant d'une profondeur de 6,1 m, sans recirculation de l'effluent. Des clarificateurs sont nécessaires entre la première et la deuxième phase. *Scénario 2* : Deux chaînes parallèles, chacune comportant un lit bactérien. Chaque lit bactérien a une surface de 768 m² (élimination de la pollution carbonée et nitrification tertiaire), avec milieu filtrant d'une profondeur de 6,1 m et recirculation de l'effluent dans un rapport de 1:1 (Q_{rec} /Q_{inf}). *Ensemble des scénarios* : Les coûts d'immobilisation s'appliquent aux lits bactériens autonomes et incluent les ouvrages de génie civil, les distributeurs rotatifs à vitesse variable, les ventilateurs, le milieu filtrant, l'installation, les ouvrages électriques et de génie civil. La station de pompage de l'influent, les traitements préliminaires et primaires et les clarificateurs interphase et final, les stations de relèvement, les pompes de recirculation de l'eau traitée, l'étape facultative de filtration sur sable pour le polissage de l'effluent et le traitement des boues ne sont pas inclus. Les coûts d'immobilisation valent pour des lits bactériens autonomes, et sont calculés en multipliant le coût du milieu filtrant par un facteur de 2,5, conformément aux indications du fabricant. Ce facteur varie en fonction des conditions du sol, du matériau qui compose les parois, etc. Les coûts de F&E sont basés sur la consommation d'énergie de la station de pompage de l'influent vers le lit bactérien, des distributeurs rotatifs de l'influent vers les lits bactériens, des ventilateurs et de la station de relèvement entre la première et la deuxième étape (scénarios 1a et 1b) ou de la pompe de recirculation de l'eau traitée (scénario 2). Les frais de main-d'œuvre sont exclus.
Procédé biologique à biomasse fixe						
Contacteur biologique rotatif (CBR) [USFilter (Envirex) / John Meunier]	Coûts d'immobilisation : 7 120 000 $[c] Coûts de F&E : 311 000 $/année	Coûts d'immobilisation : 6 900 000 $[c] Coûts de F&E : 259 000 $/année	Coûts d'immobilisation : 4 180 000 $[c] Coûts de F&E : 156 000 $/année			*Scénario 1a* : 257 523 m² pour l'élimination de la pollution carbonée et 754 610 m² pour la nitrification, 72 CBR au total; configuration en une étape, sans clarificateur interphase. Scénario 1b : 146 320 m² pour l'élimination de la pollution carbonée et 644 640 m² pour la nitrification, 60 CBR au total; configuration en une étape, sans clarificateur interphase. *Scénario 2* : 73 168 m² pour l'élimination de la pollution carbonée et 424 875 m² pour la nitrification (nitrification tertiaire), 36 CBR au total; configuration en une étape, sans clarificateur interphase. *Ensemble des scénarios* : Tous les CBR incluent des milieux de densité faible, moyenne et élevée, sans dispositif *supplémentaire* d'aération. Les coûts d'immobilisation incluent les CBR avec cadres supportant le milieu, les mécanismes d'entraînement de l'axe et les couvercles en FRP. Tous les ouvrages de génie civil et installations électriques sont exclus. La station de pompage de l'influent, les traitements préliminaires et primaires, le clarificateur final et le traitement des boues sont également exclus. Il est probable qu'aucune station réservée au pompage de l'influent ne serait nécessaire pour le scénario 2. Les coûts de F&E sont basés sur la consommation d'électricité des mécanismes d'entraînement des CBR et sur les frais de main-d'œuvre.

Tableau 5.3 Coûts des techniques d'élimination de l'ammoniac (information obtenue des fournisseurs) *suite*

Procédé	Coûts d'immobilisation et de F&E Scénario 1a	Scénario 1b	Scénario 2	Scénario 3	Scénario 4	Remarques
Contacteur biologique immergé [USFilter (Envirex) / John Meunier]	Coûts d'immobilisation : 8 930 000 $[2] Coûts de F&E : 338 000 $/année	Coûts d'immobilisation : 7 440 000 $[2] Coûts de F&E : 282 000 $/année	Coûts d'immobilisation : 4 460 000 $[2] Coûts de F&E : 171 000 $/année			*Scénario 1a* : 257 523 m² pour l'élimination de la pollution carbonée et 754 610 m² pour la nitrification, 36 CBR au total; configuration en une étape sans clarificateur interphase. *Scénario 1b* : 146 320 m² pour l'élimination de la pollution carbonée et 644 640 m² pour la nitrification; 30 CBR au total; configuration en une étape sans clarificateur interphase. *Scénario 2* : 73 168 m² pour l'élimination de la pollution carbonée et 424 875 m² pour la nitrification (nitrification tertiaire), 18 CBR au total; configuration en une étape sans clarificateur interphase. *Ensemble des scénarios* : Tous les CBR incluent le milieu à densité élevée, et les collecteurs d'air de procédé et d'air d'entraînement. Les coûts d'immobilisation incluent les CBR avec cadres supportant le milieu et couvercles en FRP. Tous les ouvrages de génie civil et installations électriques sont exclus, tout comme les soufflantes. La station de pompage de l'influent, les traitements préliminaires et primaires, les clarificateurs finals et le traitement des boues sont également exclus. Il est probable qu'aucune station réservée au pompage de l'influent ne serait requise pour le scénario 2. Les coûts de F&E sont basés sur la consommation électrique des dispositifs d'aération des CBR et sur les frais de main-d'œuvre.
Lit fixé aéré immergé (FBA) Biofor [Degrémont]		Coûts d'immobilisation : 2 500 000 $ Coûts de F&E : non disponibles				*Scénario 1b* : Quatre chaînes parallèles, chacune incluant deux réacteurs Biofor. La première étape inclut quatre cellules Biofor C pour l'élimination de la pollution carbonée d'une surface de 40 m² chacune, avec milieu filtrant constitué de 2,5 m de biolite N d'une taille effective de 2,7 mm. La deuxième étape inclut quatre cellules Biofor N pour la nitrification, présentant les mêmes caractéristiques. Les coûts d'immobilisation incluent le dégrillage fin, les composantes internes des huit cellules Biofor (incluant le plancher, les collecteurs d'air et le biolite), les soufflantes et les pompes pour l'air de lavage et l'eau de lavage à contre-courant, ainsi que le système de commande. Par contre, les soufflantes pour le procédé ne sont pas incluses. Tous les ouvrages de génie civil, installations électriques et canalisations d'interconnexion sont exclus. La station de pompage de l'influent, les traitements primaires et le traitement des boues sont également exclus.
Lit fixe immergé aéré (FBA) Biostyr [OTV / John Meunier]		Coûts d'immobilisation : • 1 960 000 $[3] Coûts de F&E : équivalents aux procédés classiques aux boues activées avec nitrification	Coûts d'immobilisation : 982 000 $[3] Coûts de F&E : équivalents aux procédés classiques aux boues activées avec nitrification			*Scénario 1b* : Trois chaînes parallèles, chacune incluant deux réacteurs Biostyr. La première phase comprend trois cellules Biostyr (élimination de la pollution carbonée), d'une surface de 84 m² avec milieu filtrant (biostyrène) de 3,5 m de profondeur. La deuxième étape comprend trois cellules Biostyr (nitrification) présentant les mêmes caractéristiques. *Scénario 2* : Quatre cellules Biostyr en parallèle, pour la nitrification tertiaire, chacune ayant une surface de 63 m² et un milieu de biostyrène d'une profondeur de 3,0 m. *Ensemble des scénarios* : Les coûts d'immobilisation incluent les composantes internes des cellules Biostyr (incluant le plafond muni de buselures et le milieu de biostyrène), les vannes de réglage, les réseaux d'alimentation (air de procédé et eau de lavage à contre-courant) et le système de commande. Tous les ouvrages de génie civil et installations électriques, ainsi que les canalisations d'interconnexion, sont exclus. De même, la station de pompage de l'influent, les traitements préliminaires et primaires (incluant le dégrillage) et le traitement des boues ne sont pas inclus.
Réacteur aérobie à lit mobile immergé (réacteur à lit fluidisé) Biolift [OTV / John Meunier]		Coûts d'immobilisation : 6 400 000 $[3] Coûts de F&E : 410 000 $/année				*Scénario 1b* : Le procédé Biolift n'est utilisé que pour améliorer un procédé classique aux boues activées par l'ajout d'un procédé de nitrification tertiaire. Les coûts d'immobilisation valent pour un réacteur Biolift complet, incluant les structures de génie civil, la station de relèvement, l'air-lift pour la fluidisation et l'injection d'air, le milieu filtrant, les dispositifs d'alimentation d'air de procédé, les collecteurs d'air, le système de dégazage, la conduite et les pompes de recirculation de la liqueur mixte pour la réduction des nitrates, l'installation, les installations électriques et les ouvrages de génie civil. Les coûts d'immobilisation sont basés sur un équivalent de 77 $ par habitant (rapport du fabricant). Les coûts de F&E sont basés sur la consommation d'électricité pour la fluidisation, l'insufflation de l'air de procédé et le pompage. La consommation d'électricité est basée sur un taux de 0,45 KWh/m³ d'eau traitée (rapport du fabricant). Les frais de main-d'œuvre sont exclus.
Filtre à sable à recirculation [Orenco]				Coûts d'immobilisation : 2 940 000 $[2] Coûts de F&E : 59 000 $/année		*Scénario 4* : Cinq cellules parallèles de 200 m³/d chacune; milieu filtrant granulaire d'une profondeur de 0,60 m avec un matériau d'une granulométrie de 1,5 à 2,5 mm; taux de charge hydraulique de 0,40 m³/m² et rapport de recirculation de 5:1. Les coûts d'immobilisation correspondent aux coûts estimatifs (incluant l'installation) des dispositifs de commande, des pompes, du milieu filtrant, des travaux d'ingénierie, des permis, de la main-d'œuvre, etc. Selon le fabricant, le milieu filtrant et la main-d'œuvre sont les deux principaux facteurs influant sur les coûts. La conception et les coûts d'immobilisation sont basés sur un filtre autonome situé en aval d'un procédé en étang existant, à écoulement continu. Les coûts de F&E incluent la consommation d'électricité.
Réacteur aérobie à lit mobile immergé; réacteur biofilm sur lit circulant [Kaldnes]	Coûts d'immobilisation : 3 180 000 $[2] Coûts de F&E : 366 000 $/année					*Scénario 1b* : Quatre chaînes de traitement parallèles, comportant chacune deux réacteurs à biofilm sur lit circulant (RBLC) en série (deux étapes). Les réacteurs des deux phases ont un volume de 765 m³ et la profondeur latérale est de 6,4 m. Chaque réacteur est rempli à 40 % avec le milieu filtrant K1. Aucun clarificateur interphase n'est nécessaire. La totalité de la biomasse et des matières solides générées dans les réacteurs aérobies s'écoulent du dernier RBLC vers le clarificateur secondaire, pour décantation et élimination. Aucune recirculation des boues, depuis le clarificateur secondaire vers le RBLC, n'est nécessaire. Les coûts d'immobilisation incluent le milieu filtrant Kaldness K1 d'un volume de 2 420 m³, le système d'aération à grosses bulles en acier inoxydable réparti en grilles sectionnées distinctes, pour un débit total de 8 000 pi³/m, ainsi que 32 tamis en acier inoxydable pour retenir le milieu dans chaque RBLC. Les ouvrages de génie civil et installations électriques sont exclus. De même, la station de pompage de l'influent, les traitements préliminaires et primaires (incluant le dégrillage), les clarificateurs, les soufflantes, les réservoirs et le traitement des boues sont exclus. Les coûts de F&E sont basés uniquement sur la consommation d'électricité des dispositifs d'insufflation de l'air de procédé. Les frais de main-d'œuvre sont exclus.

Abréviations : pi³/m = pied cube par minute; CLP = contrôleur logique programmable; FRP = plastique renforcé de fibre de verre; ch = cheval-vapeur; Q_{inf} = débit de l'influent; Q_{rec} = débit de recirculation;

[1] Facteur de conversion : 1 livre Sterling = 2,23 dollars CAN
[2] Facteur de conversion : 1 dollar US = 1,55 dollar CAN
[3] Facteur de conversion : 1 franc français = 0,215 dollar CAN

Tableau 5.4 Coûts des techniques d'élimination de l'ammoniac (basés sur les équations/courbes de coûts)

Procédé	Coûts d'immobilisation et de F&E Scénario 1a	Scénario 1b	Scénario 2	Scénario 3	Scénario 4	Remarques
Nouveau procédé biologique d'élimination des nutriments [WEF, 1998]	Coûts d'immobilisation : 36 200 000 $[1] Coûts de F&E : 4 000 000 $/année					*Scénario 1a* : Coûts d'immobilisation et de F&E calculés à partir d'une équation coût-capacité publiée. Les coûts d'immobilisation représentent le coût total de construction, incluant tous les ouvrages de génie civil, mais excluant les frais généraux. Les données publiées sont basées sur une enquête réalisée au début des années 90, auprès d'un grand nombre de stations à grande échelle utilisant les nouveaux procédés biologiques d'élimination des nutriments. Les coûts incluent les coûts afférents à toutes les composantes de la chaîne liquide, mais excluent ceux se rapportant à la chaîne de traitement des solides. Aucune donnée de caractérisation de l'influent n'a été fournie, à titre de référence.
Procédé biologique amélioré d'élimination des nutriments (amélioration du procédé aux boues activées, sans expansion) [WEF, 1998]	Coûts d'immobilisation : 17 900 000 $[1] Coûts de F&E : non disponibles					*Scénario 1a* : Coûts d'immobilisation calculés à partir d'une équation coût-capacité publiée. Cette valeur représente le coût total de construction, incluant tous les ouvrages de génie civil, mais excluant les frais généraux. Les données publiées sont basées sur une enquête réalisée au début des années 90, auprès d'un grand nombre de stations à grande échelle utilisant les nouveaux procédés biologiques d'élimination des nutriments. Les coûts incluent les coûts afférents à toutes les composantes de la chaîne liquide, mais excluent ceux se rapportant à la chaîne de traitement des solides. Aucune donnée de caractérisation de l'influent n'a été fournie, à titre de référence.
Réacteur séquentiel discontinu [Hydromantis, Inc. et SBR Technologies Inc., 1998]	Coûts d'immobilisation : 17 400 000 $[1] Coûts de F&E : non disponibles					*Scénario 1a* : Coûts d'immobilisation calculés à partir d'une courbe coût-capacité publiée. Cette valeur représente le coût total de construction, incluant tous les ouvrages de génie civil, mais excluant les frais généraux. Les données publiées sont basées sur une enquête réalisée auprès d'un grand nombre de stations utilisant les nouveaux procédés biologiques d'élimination des nutriments, réputés abaisser la teneur en azote total dans l'effluent en deçà de 5 mg/L. Les coûts incluent les coûts afférents à toutes les composantes de la chaîne liquide – qui n'incluent aucun clarificateur primaire (inutile), mais excluent ceux se rapportant à la chaîne de traitement des solides.
Boues activées (c.-à-d., aération prolongée; procédés améliorés en étangs) [MEO et Environnement Canada, 1993]				Coûts d'immobilisation : 1 850 000 $ Coûts de F&E : 115 000 $/année		*Scénario 3* : Coûts d'immobilisation et de F&E établis à partir des courbes coût-capacité publiées. Les coûts d'immobilisation représentent le coût total de construction, incluant tous les ouvrages de génie civil, mais excluant les frais généraux. Ils incluent également les traitements préliminaires et le procédé de nitrification, mais non le pompage de l'influent. On a présumé que les cellules d'aération étaient faites de béton. L'étang de polissage en aval du procédé Sutton n'a pas été inclus dans les coûts. Le dimensionnement et les coûts du procédé à aération prolongée ont été calculés en supposant une nitrification quasi complète.
Filtre à sable intermittent [MEO et Environnement Canada, 1993]					Coûts d'immobilisation : 725 000 $ Coûts de F&E : 60 000 $/année	*Scénario 4* : Coûts d'immobilisation et de F&E établis à partir des courbes coût-capacité publiées. Coûts basés sur un filtre à sable intermittent autonome, appliqué en aval d'un procédé de lagunage saisonnier existant, ayant une capacité de stockage de 180 jours durant l'hiver. L'aire de filtration correspondante serait de 1 800 m^2. Aucune donnée de caractérisation de l'influent, ou base de température, n'a été fournie. Une concentration maximale mensuelle moyenne en azote ammoniacal total dans l'effluent traité, de 4 mg/L, a été utilisée comme base de calcul.
Filtre à sable intermittent [U.S. EPA, 1992]					Coûts d'immobilisation : 530 000 $[1]	*Scénario 4* : Coûts d'immobilisation calculés à partir d'une équation coût-capacité publiée. Bien que l'équation des coûts s'appuie sur une base de données très limitée, elle donne néanmoins des valeurs jugées prudentes. On présume que les coûts s'appliquent à un filtre à sable intermittent autonome (c.-à-d., excluant les composantes amont). Aucune donnée de caractérisation de l'influent, ou base de température, n'a été fournie.

[1] Facteur de conversion : 1 dollar US = 1,55 dollar CAN

Tableau 5.5 Coûts des techniques d'élimination de l'ammoniac (d'après le logiciel CapdetWorks™) [1]

Procédé	Coûts d'immobilisation et de F&E Scénario 1a	Scénario 1b	Scénario 2	Scénario 3	Scénario 4	Remarques
Biomasse en suspension Boues activées (c.-à-d., nitrification en une étape)		Coûts d'immobilisation : 15 500 000 $ Coûts de F&E : 545 000 $/année				*Scénario 1b :* Coût de construction total, incluant les ouvrages de génie civil, la préparation du site, les canalisations, les installations électriques, l'instrumentation et les dispositifs de commande. N'inclut que les coûts liés à l'étape de nitrification. Les coûts de F&E excluent les frais d'administration et du personnel de laboratoire. Les coûts liés à la station de pompage de l'influent, ainsi qu'aux traitements préliminaires et primaires, augmenteraient les coûts d'immobilisation et de F&E, respectivement de 4,9 millions $ et de 280 000 $ par année (consulter le texte pour plus de détails à ce sujet).
Boues activées (c.-à-d., nitrification en deux étapes incluant les boues activées à forte charge avec biomasse nitrifiante)		Coûts d'immobilisation : 15 200 000 $ Coûts de F&E : 670 000 $/année				*Scénario 1b :* Coût de construction total, incluant les ouvrages de génie civil, la préparation du site, les canalisations, les installations électriques, l'instrumentation et les dispositifs de commande. N'inclut que les coûts liés à l'étape de nitrification. Les coûts de F&E excluent les frais d'administration et du personnel de laboratoire. Les coûts liés à la station de pompage de l'influent, ainsi qu'aux traitements préliminaires et primaires, augmenteraient les coûts d'immobilisation et de F&E, respectivement de 4,9 millions $ et de 280 000 $ par année (consulter le texte pour plus de détails à ce sujet).
Boues activées (c.-à-d., aération prolongée)	Coûts d'immobilisation : 20 300 000 $ Coûts de F&E : 935 000 $/année					*Scénario 1a :* Coût de construction total, incluant tous les ouvrages de génie civil décrits précédemment. N'inclut que les coûts liés à l'étape de nitrification. Les coûts de F&E excluent les frais d'administration et du personnel de laboratoire. Les coûts liés à la station de pompage de l'influent et au traitement préliminaire augmenteraient les coûts d'immobilisation et de F&E, respectivement de 3,9 millions $ et de 220 000 $ par année.
Boues activées (c.-à-d., aération prolongée)				Coûts d'immobilisation : 2 160 000 $ Coûts de F&E : 165 000 $/année		*Scénario 3 :* Coût de construction total, incluant tous les ouvrages de génie civil décrits précédemment. N'inclut que les coûts liés à l'étape de nitrification. Les coûts de F&E excluent les frais d'administration et du personnel de laboratoire. Les coûts liés à la station de pompage de l'influent et au traitement préliminaire augmenteraient les coûts d'immobilisation et de F&E, respectivement de 740 000 $ et de 64 000 $ par année.
Biomasse fixe Lit bactérien (nitrification en deux étapes incluant deux lits bactériens pour le scénario 1b) (lit bactérien complémentaire pour la nitrification en une étape – scénario 4)		Coûts d'immobilisation : 22 200 000 $ Coûts de F&E : 575 000 $/année			Coûts d'immobilisation : 1 680 000 $ Coûts de F&E : 97 000 $/année	*Scénario 1b :* Coût de construction total, incluant tous les ouvrages de génie civil pour le procédé de nitrification en deux étapes, dont un clarificateur interphase, une pompe de transfert interphase et des pompes de recirculation de l'effluent à chaque étape. Les coûts liés à la station de pompage de l'influent, ainsi qu'aux traitements préliminaires et primaires, augmenteraient les coûts d'immobilisation et de F&E, respectivement de 4,9 millions $ et de 280 000 $ par année. *Scénario 4 :* Coût de construction total, incluant tous les ouvrages de génie civil pour le procédé de nitrification tertiaire en une étape (y compris la pompe de l'influent, la recirculation de l'effluent et un clarificateur final). Les coûts de F&E excluent les frais d'administration et du personnel de laboratoire.
Contacteur biologique rotatif (CBR) (nitrification en deux étapes incluant deux CRB pour le scénario 1b) (CBR complémentaire de nitrification en une étape pour le scénario 4)		Coûts d'immobilisation : 19 800 000 $ Coûts de F&E : 525 000 $/année			Coûts d'immobilisation : 1 650 000 $ Coûts de F&E : 75 000 $/année	*Scénario 1b :* Coût de construction total, incluant tous les ouvrages de génie civil pour le procédé de nitrification en deux étapes, dont un clarificateur final et une pompe de transfert interphase. Les coûts liés à la station de pompage de l'influent, ainsi qu'aux traitements préliminaires et primaires, augmenteraient les coûts d'immobilisation et de F&E, respectivement de 4,9 millions $ et de 280 000 $ par année. *Scénario 4 :* Coût de construction total, incluant tous les ouvrages de génie civil pour le procédé de nitrification tertiaire en une étape (y compris la pompe de l'influent et le clarificateur final). Les coûts de F&E excluent les frais d'administration et du personnel de laboratoire.

[1] Facteur de conversion : 1 dollar US = 1,55 dollar CAN

1 MLD, 25 MLD et 100 MLD (ceux-ci correspondant respectivement à des stations de taille petite, moyenne et grande), pour l'ensemble de la chaîne liquide d'une STEP avec nitrification. Les figures 5.28 et 5.29 illustrent respectivement les courbes représentant le coût de construction total et le coût annuel total de F&E. La chaîne liquide générale comprend une station de pompage de l'influent, des traitements préliminaire et primaire, un traitement secondaire de nitrification en une étape par les boues activées, un dispositif de pompage interphase, un procédé de filtration tertiaire et un procédé de désinfection par les ultraviolets. Les caractéristiques des eaux usées de concentration moyenne, définies sous le scénario 1a (tableau 5.2) ont été utilisées comme base de calcul.

5.5.2.1 Coûts des marais artificiels utilisés pour le post-traitement d'un effluent traité en étang

Le marais artificiel est une autre option que l'on peut envisager pour le post-traitement des effluents préalablement traités en étang. L'application de cette technologie est cependant hautement spécifique du site et exige une conception technique par des experts-conseils spécialisés. Les données sur les coûts sont décrites ci-après.

Pour les deux types de marais artificiels, soit les marais à écoulement en surface et à lit végétal immergé, les principaux postes des coûts d'immobilisation incluent le coût du terrain, l'étude de l'emplacement, le défrichage et l'essouchement, l'excavation et le terrassement, la membrane d'étanchéité, le milieu, les plantes aquatiques, l'établissement de la végétation, les structures d'admission et de sortie, les clôtures, les canalisations et pompes diverses, les services techniques, les frais juridiques et la marge d'imprévus (U.S. EPA, 2000). La majeure partie des coûts indiqués sont reliés à la conception du marais artificiel. Les principales différences de coûts, entre les deux types de marais artificiels, se situent au niveau du milieu et des plantes aquatiques. Par ailleurs, les caractéristiques de l'emplacement et les conditions climatiques influent sensiblement sur les coûts d'immobilisation des marais artificiels. Les coûts d'immobilisation varient en effet selon la topographie de la région et les conditions du sol, en fonction de l'ampleur des travaux d'excavation et de terrassement requis. La transformation d'étangs existants en marais artificiels permettrait de réduire au minimum les travaux de construction (U.S. EPA, 2000). Les conditions locales, par exemple la disponibilité d'un matériau granulaire approprié, peuvent aussi avoir une incidence sur les coûts. Cette section présente une fourchette des coûts d'immobilisation, lesquels ne devraient toutefois être utilisés que pour obtenir une estimation de l'ordre de grandeur des coûts, puisque les coûts des marais artificiels sont spécifiques à l'emplacement.

Le fonctionnement et l'entretien des marais artificiels requièrent peu d'intervention de la part de l'opérateur et se comparent au niveau d'exploitation des étangs facultatifs (U.S. EPA, 2000). Les principaux aspects que doit surveiller l'opérateur incluent l'ajustement du niveau d'eau et la régulation du débit, l'entretien des structures d'admission et de sortie, la gestion des plantes aquatiques, le contrôle des odeurs, l'entretien des bermes et des digues et la gestion du programme de surveillance.

Le tableau 5.6 présente un éventail des coûts d'immobilisation et de F&E, en fonction de deux débits différents (NovaTec Consultants Inc., 1996). Les données sur les coûts ont été corrigées en valeurs courantes (en dollars canadiens), à partir de l'indice des coûts de construction publié par la revue *Engineering News-Record*. Les coûts correspondent au traitement d'un effluent

Figure 5.28 Courbe du coût de construction total de la chaîne liquide d'une STEP utilisant un procédé de nitrification aux boues activées, d'après les estimations établies à l'aide du logiciel CapdetWorks™

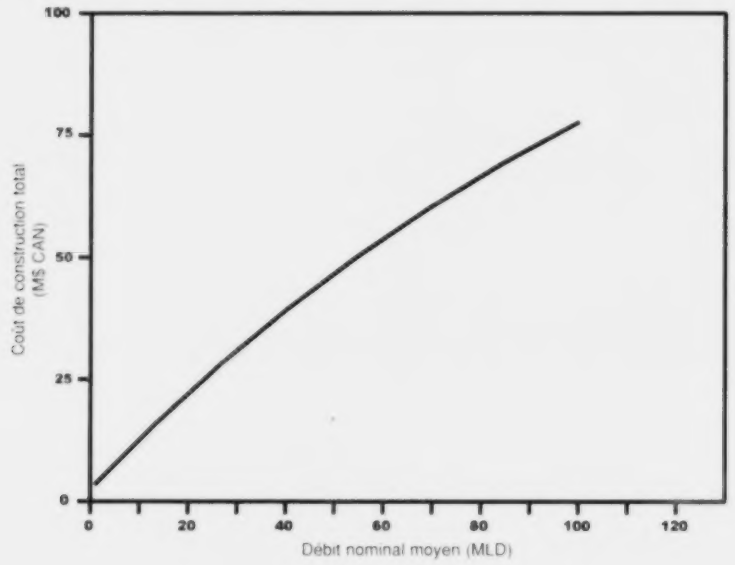


Figure 5.29 Courbe du coût annuel total de F&E de la chaîne liquide d'une STEP utilisant un procédé de nitrification aux boues activées, d'après les estimations établies à l'aide du logiciel CapdetWorks™

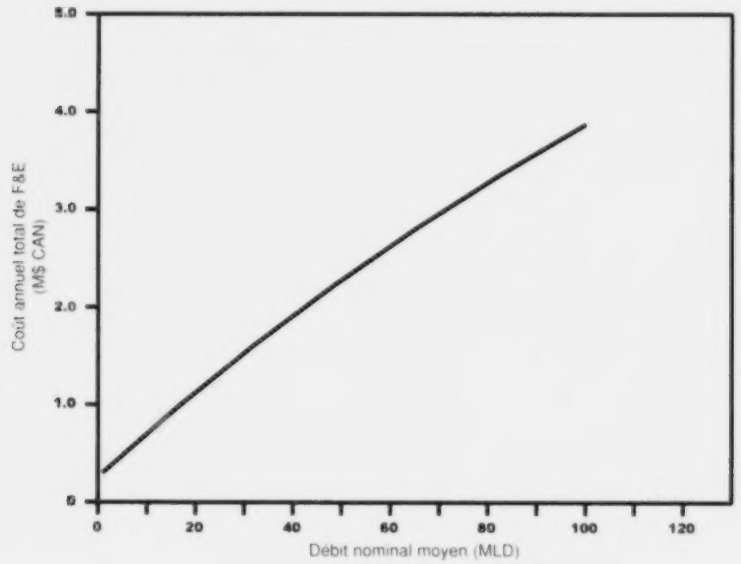


Tableau 5.6 Coûts d'immobilisation et de F&E des marais artificiels (écoulement en surface et lit végétal immergé) (NovaTec Consultants Inc., 1996)

Débit d'eaux usées	Coûts d'immobilisation ($)		Coûts de F&E ($)	
	Écoulement en surface	Lit végétal immergé	Écoulement en surface	Lit végétal immergé
500 m^3/d (0,11 MIGD)	443 000 – 1 110 000	553 000 – 919 000	32 000 – 50 000	32 000 – 55 500
5 000 m^3/d (1,1 MIGD)	1 880 000 – 5 870 000	3 210 000 – 5 530 000	99 500 – 170 000	99 500 – 183 000

Tableau 5.7 Caractéristiques générales d'une STEP pour l'évaluation des améliorations potentielles

Paramètre	Valeur
Caractéristiques de l'influent	
Débit moyen (m^3/d)	37 850 (8,3 MIGD)
Coefficient de pointe hydraulique	2,3
DCO (mg/L)	225
DBO_5 (mg/L)	100
TSS (mg/L)	90
NTK (mg/L)	24
Température minimale (°C)	12
Caractéristiques du procédé aux boues activées	
Rapport longueur /largeur du bassin d'aération	5,4
Volume du bassin d'aération (m^3)	9 950
TRH moyen (h)	6,5
Capacité des soufflantes (cfm)	27 000
Surface du clarificateur secondaire (m^2)	1 610

préalablement soumis à un traitement secondaire en étang, incluant la réduction de sa teneur en ammoniac. Les coûts d'immobilisation excluent l'achat du terrain, le transport additionnel de l'effluent, la marge d'imprévus et les services juridiques (NovaTec Consultants Inc., 1996). Les auteurs soulignent toutefois que ces coûts doivent être utilisés avec prudence, et uniquement à des fins de comparaison, et non à estimer les coûts de construction réels.

Les marais artificiels peuvent être conçus à partir de différents modèles et calculs, en vue d'atteindre différents niveaux de traitement de l'eau. Les aires de traitement requises pour un débit donné peuvent donc varier, et les coûts d'immobilisation et de F&E varieront en conséquence. Enfin, comme les marais artificiels sont spécifiques à l'emplacement, il est recommandé de procéder à une estimation des coûts de construction et

de F&E pour chaque amélioration envisagée au moyen d'un marais artificiel.

5.5.3 Coûts des améliorations en vue de l'élimination de l'azote total

La modernisation de stations existantes utilisant un procédé aux boues activées, au moyen de technologies hybrides novatrices visant à obtenir un traitement amélioré et à éliminer les nutriments, est une option qui offre un bon rapport coûts-efficacité. Un rapport récent (WERF, 2000) présente un résumé d'une telle option, basée sur une station générale traitant un débit de 38 MLD par un procédé aux boues activées, laquelle a été modernisée au moyen de différents milieux de soutien pour la biomasse fixe ou de systèmes de séparation sur membrane immergée, en vue d'améliorer la nitrification. Diverses configurations du procédé hybride IFAS (boues activées à biomasse fixe intégrée), un réacteur à biofilm sur lit circulant avec biomasse fixe et un bioréacteur à membrane avec biomasse en suspension ont été comparés. L'objectif visé était d'obtenir une nitrification complète et de réduire la concentration en azote total à moins de 8 mg/L, sans augmenter le volume du bassin d'aération de la station de traitement en place.

Des estimations préliminaires des coûts d'immobilisation ont été faites pour les cinq améliorations suivantes (WERF, 2000) :

- procédé IFAS incluant l'ajout d'un milieu de corde (Ringlace), d'éponge (Linpor de Lotepro) ou de plastique mobile (Kaldnes);
- réacteur à biofilm sur lit circulant utilisant le milieu de plastique mobile de Kaldnes, et
- bioréacteur à membrane (BRM) utilisant une membrane immergée à fibres creuses (Zenon Environmental Inc.).

Même s'il avait été prévu de ne pas accroître le volume du bassin d'aération, les trois procédés IFAS ont nécessité une augmentation de la capacité de la clarification secondaire, un facteur dont on a tenu compte dans l'estimation des coûts. Il convient par ailleurs de noter qu'en plus de fournir une plus grande quantité de biomasse, et ainsi d'améliorer le rendement et la capacité de traitement, le BRM produit un effluent dont la qualité se compare à celle d'un effluent soumis à un procédé tertiaire – un avantage que n'offrent pas les autres améliorations hybrides. Le système à membrane immergée pourrait aussi être placé dans le ou les clarificateurs secondaires, pour accroître la capacité de traitement.

Le tableau 5.7 résume les caractéristiques de l'influent de base (c.-à-d. l'effluent primaire) et les critères de conception de la station existante utilisant un procédé aux boues activées. Lorsqu'on les compare aux caractéristiques de l'effluent primaire du scénario 1b décrit dans la section précédente, on constate que les concentrations de l'influent sont plus faibles, mais que le débit moyen est proportionnellement plus élevé, ce qui fait que les charges globales en azote organique et en NTK sont similaires. Ceci nous permet donc d'établir des comparaisons approximatives entre les coûts d'immobilisation des nouvelles installations autonomes selon le scénario 1b et ceux des diverses améliorations proposées ici. Il convient malgré tout d'utiliser avec prudence ces estimations sommaires des coûts (WERF, 2000).

Les paragraphes qui suivent résument les principales bases de calcul et hypothèses qui ont servi à déterminer les dimensions, la configuration et les coûts des différents procédés :

- Selon le procédé, une zone anoxique d'un volume variant de 25 à 35 % a été prévue pour la dénitrification.

Tableau 5.8 Coûts d'immobilisation de divers procédés de modernisation applicables à une STEP générale

Procédé d'élimination de l'azote	Coûts d'immobilisation total des améliorations ($ CAN)
IFAS (milieu en corde)	6 100 000
IFAS (milieu en éponge)	5 830 000
IFAS (milieu de plastique)	4 650 000
RBLC (milieu de plastique)	7 600 000
BRM (membrane à fibres creuses)	16 030 000

- Les trois procédés IFAS incluent l'ajout de diffuseurs à membrane à bulles fines; environ 5 % du volume du bassin d'aération sert de zone de désoxygénation à la sortie du réacteur, pour réduire la quantité d'OD recyclée dans la zone anoxique.
- Le RBLC prévoit l'ajout d'un système d'aération à grosses bulles et comporte cinq zones de traitement distinctes pour la nitrification et la dénitrification.
- Le BRM repose sur l'utilisation de diffuseurs d'air distincts pour contrôler le procédé sur membrane et maintenir le traitement biologique.
- On présume qu'environ 25 % du NTK de l'influent a été assimilé durant la croissance biologique et qu'il en reste environ 75 % à nitrifier.
- La conception des trois procédés IFAS est basée sur l'hypothèse voulant que 50 % de la nitrification se fait par la biomasse fixe et 50 % par la biomasse en suspension.
- Les coûts d'immobilisation indiqués sont basés sur les meilleures estimations de l'ingénieur et les entretiens avec les fournisseurs de l'équipement (WERF, 2000); ils font référence aux coûts de l'équipement installé et des composantes connexes, mais excluent les coûts des autres installations électriques, instruments et dispositifs de contrôle, canalisations et ouvrages de génie civil.

Le tableau 5.8 présente un résumé des estimations de l'ordre de grandeur des coûts d'immobilisation, pour les diverses améliorations proposées. Dans son document, la WERF (2000) rappelle au lecteur qu'il ne doit pas tirer de conclusions générales quant à la rentabilité relative d'une option par rapport à une autre et que le coût réel de chaque système est très spécifique au projet et à l'emplacement.

Chapitre 6
Sélection des procédés et des améliorations

Chapitre 6
Sélection des procédés et des améliorations

Diverses démarches peuvent être utilisées pour déterminer les traitements, les améliorations et les stratégies appropriés en vue d'accroître l'élimination de l'azote ammoniacal total des eaux usées municipales. Le choix de l'application et de la configuration qui conviendront le mieux doit toutefois tenir compte de nombreux facteurs et considérations propres au procédé et au site, lesquels doivent être évalués et classés par ordre de priorité au moyen d'études techniques détaillées – que l'on envisage la construction d'une installation nouvelle ou l'amélioration d'une station existante. Donc, la détermination et la démonstration des améliorations spécifiques à apporter, pour accroître l'élimination de l'ammoniac et ainsi atteindre les objectifs de rejet de la STEP, doivent se faire séparément.

Pour faire suite à l'information présentée au chapitre 5 sur les procédés d'élimination de l'ammoniac, et compléter les renseignements supplémentaires sur les procédés et autres considérations fournis à l'annexe A, le chapitre 6 propose un aperçu des diverses améliorations possibles. On y traite de la vérification des procédés et de modifications novatrices qui se sont avérées fructueuses pour optimiser les procédés en place et réduire les investissements au minimum, en soulignant les facteurs propres au site et au procédé, dont il faut habituellement tenir compte durant la sélection préliminaire des améliorations et des stratégies optimales en vue d'accroître l'élimination de l'ammoniac des eaux usées municipales. Le chapitre propose également divers outils d'évaluation, notamment la vérification des procédés et les essais en usine-pilote, et décrit en détail la démarche que l'ingénieur municipal devra suivre pour déterminer, évaluer, choisir, concevoir et mettre en place les améliorations pertinentes. On y décrit, en terminant, les différentes étapes du processus de demande de soumission en vue de la sélection de l'expert-conseil qualifié qui sera chargé de déterminer, d'évaluer et de choisir les procédés ou améliorations appropriés.

6.1 Aperçu des procédés et des améliorations possibles

6.1.1 Procédés de rechange

Comme nous l'avons indiqué au chapitre 5, les procédés biologiques constituent l'option la plus facilement réalisable, et aussi la plus répandue et la mieux éprouvée, pour éliminer l'azote ammoniacal total des eaux usées municipales. En effet, selon les conditions de traitement existantes, un procédé biologique de nitrification bien conçu et appliqué avec soin permettra d'atteindre, facilement et régulièrement, la concentration-cible en azote ammoniacal total, soit < 5 mg/L (U.S. EPA, 1993). Une grande variété de configurations et de combinaisons alliant des procédés à biomasse fixe et en suspension peuvent être appliquées pour assurer une nitrification efficace. La liste qui suit compare les avantages relatifs des procédés à biomasse en suspension et à biomasse fixe, en regard de la nitrification (U.S. EPA, 1993; Daigger et Buttz, 1998) :

- Procédés à biomasse en suspension
  - applications et expériences concluantes plus nombreuses;
  - mieux compris;
  - meilleur niveau de contrôle des opérations (p. ex., quant au T_b et au taux d'OD);
  - plus polyvalents;

- peuvent s'adapter plus facilement à une variété de configurations et d'objectifs de traitement;
- se prêtent plus facilement à des améliorations;
- moins sensibles aux autres conditions de traitement dans la STEP, et
- possibilités accrues, en vue de réduire la concentration en azote ammoniacal total dans les rejets.

■ Procédés à biomasse fixe

- plus grande stabilité du procédé de nitrification, relativement sensible;
- fonctionnement et entretien souvent moins complexes;
- habituellement plus éconergétiques;
- plus grande fiabilité;
- non tributaires des caractéristiques de sédimentation de la biomasse;
- amélioration des caractéristiques de sédimentation de la biomasse (c.-à-d. détachement);
- plus grande résistance et rétablissement plus facile, en cas de surcharge ou de perturbations;
- risques nettement moins élevés, relativement à l'élimination de la biomasse et à la réduction de l'activité de nitrification, et
- résistent mieux à des périodes d'arrêt prolongées.

Outre ces particularités générales propres à chaque catégorie, d'autres variables critiques, souvent spécifiques au milieu, doivent être prises en considération au moment de choisir le ou les procédés et stratégies les mieux appropriés.

6.1.2 Améliorations des installations

Diverses approches peuvent être envisagées pour accroître l'élimination de l'ammoniac dans les stations déjà en place, les procédés pouvant être améliorés par optimisation, modification, expansion ou installation de nouveaux procédés (remplacement des systèmes ou ajout de procédés complémentaires). Les coûts peuvent varier considérablement d'une option à une autre et l'option ou les options qui conviendront le mieux dans chaque cas dépendront des particularités propres au procédé et au site. Le chapitre 4 du guide publié par la U.S. EPA et intitulé « *Retrofitting POTWs* » (U.S. EPA, 1989a) traite en détail des modifications qui peuvent être apportées pour améliorer le rendement de traitements biologiques des procédés existants. On y propose diverses solutions pour améliorer des procédés à biomasse en suspension et à biomasse fixe, dont un certain nombre peuvent servir à accroître la nitrification. Randall *et al.* (1992) présentent une discussion de diverses solutions de rechange pour la modernisation de stations utilisant des procédés biologiques classiques, en vue d'éliminer les nutriments.

L'approche d'expansion classique, en vue d'intégrer un procédé de nitrification (c.-à-d. augmentation de la capacité du bassin d'aération et de l'étape de clarification secondaire), peut occasionner des coûts d'immobilisation substantiels. Ainsi, selon des estimations faites en 1987, il en aurait coûté au total 1,72 milliard de dollars pour améliorer les 243 stations d'épuration de l'Ontario utilisant le traitement mécanique primaire et secondaire, afin d'y maintenir toute l'année une concentration en ammoniac total inférieure à 10 mg/L (MEO, 1990). Or cette démarche classique comporte des lacunes qui tiennent au fait que le rendement des STEP existantes peut souvent être limité par des facteurs nullement liés à la conception ou que, par

suite de l'optimisation des procédés, les stations affichent parfois un rendement supérieur à la capacité nominale recommandée (U.S. EPA, 1989a; CTEU et XCG Consultants Ltd., 1992; CG&S et Hydromantis, Inc., 1996).

Parmi les solutions plus novatrices et moins coûteuses pour améliorer les procédés, mentionnons la vérification des procédés ayant pour but de déterminer la capacité ultime d'une STEP existante, l'optimisation des procédés ou l'application de technologies novatrices (CTEU et XCG Consultants Ltd., 1992). Dans bien des cas, l'optimisation des procédés déjà en place constituera l'amélioration la plus rentable, y compris pour respecter des normes de rejet plus rigoureuses (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996). Et même s'il faut ajouter des unités de traitement pour moderniser ou agrandir une installation existante, l'ampleur des travaux d'expansion requis pourra être réduite au minimum si l'on procède, au préalable, à l'optimisation des procédés, et ceci pourrait se traduire aussi par des économies sur les coûts d'immobilisation et le report, voire l'élimination, de certaines dépenses en capital. Au nombre des autres avantages, mentionnons l'amélioration du rendement, une meilleure exploitabilité des installations et une réduction de la variabilité de la qualité de l'effluent (CTEU et XCG Consultants Ltd., 1992). Les méthodes pour l'évaluation et l'optimisation des STEP existantes sont décrites respectivement à la section 6.3.2 et au chapitre 7.

6.1.2.1 Améliorations novatrices

L'amélioration des STEP existantes par l'application de modifications novatrices peut s'avérer une solution peu coûteuse, comparativement à la solution d'expansion classique (CTEU et VPISU, 1994). Voici quelques-unes des technologies novatrices éprouvées.

- Modifications classiques des procédés par les boues activées, incluant :
  - passage d'un système d'aération de surface ou d'aération par grosses bulles à un système d'aération par bulles fines;
  - régulation automatique de la teneur en OD;
  - installation de systèmes pour améliorer la décantabilité des boues (p. ex., zones de sélection);
  - amélioration des décanteurs secondaires (p. ex., installation de chicanes et de dispositifs d'écumage, déplacement des déversoirs ou d'une section des déversoirs de sortie, amélioration de la répartition du débit entre les clarificateurs, installation de puits centraux pour favoriser la floculation et la dissipation d'énergie, augmentation de la capacité de recirculation des boues et/ou ajout de polymères);
- Pré-précipitation en vue de réduire le rapport DBO/NTK des eaux usées en prévision de la nitrification, de manière à réduire les besoins d'aération et à améliorer l'activité du procédé, et
  - passage à un procédé à alimentation étagée, permettant de réduire le taux de charge en matières solides durant l'étape de clarification secondaire.
- Pré-dénitrification pour rétablir l'alcalinité, réduire les besoins d'aération, accroître le taux de nitrification et réduire le risque de remontée des boues durant l'étape de clarification secondaire. Pour ce faire, il faudrait :
  - aménager une zone anoxique (d'un volume correspondant à 20 à 40 % du volume total du bassin d'aération) à l'entrée du bassin d'aération et assurer la recirculation de la liqueur mixte, ou
  - prévoir un dispositif d'aération intermittente dans le bassin d'aération.

- Élimination biologique des nutriments pour accroître l'élimination de l'azote et du phosphore, réduire l'ajout de produits chimiques et récupérer l'énergie d'aération :
  - aménagement de zones anaérobie et anoxique en amont de la zone oxique dans le bassin d'aération, par l'installation de chicanes.
- Ajout d'un milieu de soutien pour la biomasse fixe dans les bassins d'aération pour accroître la quantité de biomasse et le potentiel de nitrification durant toute l'année :
  - installation de tamis pour retenir le milieu, et
  - aucun agrandissement physique des installations.

Selon des estimations, l'application de technologies novatrices pour l'amélioration des 217 stations d'épuration de l'Ontario utilisant le traitement mécanique secondaire se traduirait par des économies potentielles de l'ordre de 67 % par rapport à la méthode classique d'agrandissement (CTEU et VPISU, 1994). De fait, selon ces estimations globales de l'ordre de grandeur des coûts, établies en 1993, les coûts des technologies novatrices et des méthodes d'agrandissement classiques s'élevaient respectivement à 0,6 milliard et 1,8 milliard de dollars, ces estimations étant basées sur le maintien durant toute l'année d'une concentration en azote ammoniacal total inférieure à 4 mg/L dans les rejets. Une analyse qualitative a aussi révélé que les coûts de F&E des technologies novatrices seraient similaires, ou inférieurs, à ceux des procédés classiques.

Cependant, il convient de noter que l'application de technologies novatrices n'éliminerait pas, dans tous les cas, la nécessité d'agrandir certaines unités de la station. Par ailleurs, l'applicabilité et le coût des technologies novatrices varient en fonction de chaque site (CTEU et VPISU, 1994) et les économies réelles pouvant être réalisées dépendront des conditions précises à chaque STEP (CTEU et XCG Consultants Ltd., 1992).

6.1.3 Améliorations requises et options pour les STEP existantes

Compte tenu du grand nombre de stations d'épuration des eaux usées municipales et des normes de rejet de plus en plus rigoureuses, l'amélioration des STEP existantes représente un objectif majeur (Daigger et Buttz, 1998). Pour satisfaire à cette exigence, l'approche générale consiste à déterminer la capacité actuelle de la station en place, à déterminer et à évaluer les améliorations possibles et à choisir l'option qui paraît la plus appropriée dans chaque cas. Cette évaluation doit tenir compte de tous les facteurs qui ont une incidence sur la capacité et le rendement de la station, afin de s'assurer qu'elle soit la plus exacte possible et qu'elle donne lieu à la meilleure solution.

Comme nous l'avons indiqué au chapitre 3, le niveau de traitement des eaux usées, de même que le type de procédé utilisé, varient dans les STEP actuellement en exploitation au Canada (tableau 3.1). Les améliorations requises et les solutions techniques possibles pour accroître l'élimination de l'ammoniac dépendent du type, de la conception et des lacunes des procédés actuels, des possibilités en matière d'optimisation, de reconfiguration et/ou modernisation, ainsi que de la capacité et du potentiel de traitement de la station existante.

Il existe trois catégories générales d'installations de traitement autonome des eaux usées, soit les stations de traitement primaire, les stations de traitement secondaire en étang et les stations de traitement biologique secondaire ou tertiaire à charge plus élevée, utilisant des procédés à biomasse en suspension ou à biomasse fixe.

Les paragraphes qui suivent décrivent certaines améliorations et certains correctifs possibles en vue de mieux contrôler la quantité d'azote ammoniacal total rejetée dans l'effluent, pour chacune de ces trois catégories de stations.

6.1.3.1 Amélioration des stations de traitement primaire

Les stations de traitement primaire auraient besoin d'un procédé de traitement secondaire capable d'assurer une nitrification à l'année, pour contrôler le taux d'azote ammoniacal total. Le choix du procédé le plus approprié dépend de divers facteurs, qui sont définis plus loin, ainsi que des avantages et des limites propres à chaque procédé (annexe A), y compris les coûts y afférents.

Par ailleurs, dans les stations de traitement primaire avec apport de produits chimiques, la conception et le rendement du nouveau procédé secondaire de nitrification seront facilités du fait que le rapport DBOc/NTK est moins élevé dans l'effluent. Les taux de nitrification plus élevés qui en résulteront réduiront les dimensions et les coûts du traitement secondaire et devraient améliorer les caractéristiques de rendement. Par contre, suivant la dose de produits chimiques utilisée, ce type de procédé pourrait aussi réduire sensiblement l'alcalinité et nécessiter un apport complémentaire de substances basiques pour améliorer la nitrification.

6.1.3.2 Amélioration des stations de traitement secondaire en étang

Comme nous l'avons vu aux chapitres 3 et 5, un grand nombre des nombreuses stations d'épuration canadiennes qui utilisent un traitement secondaire en étang (c.-à-d. les étangs aérés et facultatifs aérés à écoulement continu et les étangs facultatifs classiques à écoulement saisonnier) devront être améliorées pour maintenir, sur une base régulière, une concentration en azote ammoniacal total inférieure à 5 mg/L dans l'effluent, car les basses températures hivernales ont des effets négatifs sur les procédés à faible charge et qu'il peut y avoir resolubilisation et rejet d'ammoniac au printemps, sous l'effet de la décomposition des sédiments accumulés.

Tel qu'indiqué au chapitre 5 et comme l'explique plus en détail l'annexe A, les améliorations qui pourraient être apportées aux procédés en étang, en vue d'atteindre régulièrement l'objectif relatif à la concentration en azote ammoniacal total dans l'effluent (< 5 mg/L) par la nitrification, incluent les suivantes :

- aménagement d'un réservoir de stockage à long terme suffisant, en vue du rejet annuel contrôlé, à l'automne, des effluents ayant subi un traitement adéquat en étang;
- installation d'un nouveau procédé de post-traitement en aval de l'étang existant, pour atteindre le niveau-cible d'azote ammoniacal total, dans les applications à écoulement continu ou saisonnier;
- installation d'un nouveau procédé aux boues activées en aération prolongée, en amont d'un étang existant à écoulement continu, pour obtenir simultanément l'oxydation du carbone et la nitrification;
- transformation du procédé actuel en étang en un procédé aux boues activées en aération prolongée, suivi d'une zone de polissage, et
- modification de l'étang existant pour y inclure une ou plusieurs zones distinctes avec milieu de soutien pour la biomasse fixe et dispositif d'aération pour favoriser le développement et le maintien de la biomasse nitrifiante, de manière à atteindre toute l'année le niveau-cible d'azote ammoniacal total, dans les étangs à écoulement continu.

Là où les terrains disponibles sont limités et/ou le débit des eaux usées est élevé, l'adjonction d'un

procédé de post-traitement constitue sans doute l'amélioration la plus viable et la plus compacte. Une autre solution, jugée prometteuse, consiste à modifier certaines zones de l'étang par l'ajout d'un milieu de soutien pour la biomasse fixe; il s'agit toutefois d'une option nouvelle pour laquelle il n'existe à ce jour aucune application, ni expérience connue à grande échelle. Différentes améliorations possibles des procédés en étang sont décrites plus en détail dans les paragraphes qui suivent.

6.1.3.2.1 Ajout d'un procédé de nitrification de post-traitement

Le post-traitement d'un effluent préalablement traité en étang aéré ou en étang facultatif peut se faire par n'importe lequel des procédés de nitrification à biomasse fixe, décrits à la section 5.1.4. On trouvera plus de détails techniques sur les procédés de nitrification à biomasse fixe, à l'annexe A.

Applications à faible débit

Les techniques de post-traitement complémentaire qui conviendraient le mieux à de petites communautés rurales sont les technologies de conception et d'exploitation simples, comme les marais artificiels (NovaTec Consultants Inc., 1996; U.S. EPA, 2000), les filtres à sable intermittents ou les filtres à sable par recirculation, lesquels sont relativement faciles à exploiter et peuvent produire un effluent de haute qualité; de plus, leurs coûts d'immobilisation et d'exploitation sont faibles (U.S. EPA, 1992, 1993; MEO et Environnement Canada, 1993; McMaster University et WTI, 1996). De ces trois technologies, le filtre à sable par recirculation est sans doute le plus susceptible d'assurer l'élimination de l'ammoniac toute l'année, dans les stations à écoulement continu en régions froides, alors que le filtre à sable intermittent ne devrait être envisagé que pour les installations à écoulement saisonnier. Comme l'indique la section 5.1.4, une étude de démonstration concluante réalisée en usine-pilote a démontré l'avantage relatif du filtre à sable à recirculation sur le filtre à sable intermittent, par temps froid (Rushbrook et Urban, 1998). Dans le cas des marais artificiels, une analyse thermique serait utile pour déterminer la stabilité biologique et physique du traitement à de basses températures, car la nitrification dans ces marais (à écoulement en surface ou souterrain) peut être fortement réduite, voire interrompue, à de basses températures, et plus particulièrement à une température inférieure à 1 °C. Le cas échéant, le post-traitement saisonnier en marais artificiel pourrait n'être envisagé que pour les applications à écoulement saisonnier.

Bien que le filtre à sable intermittent ait été recommandé pour améliorer la qualité de l'effluent provenant d'étangs à écoulement saisonnier en Ontario (où ce système intégré a été désigné sous le nom de procédé New Hamburg (MEO et Environnement Canada, 1993)), certains doutes ont été exprimés au sujet du rendement obtenu en régions très froides. En effet, selon des rapports, le polissage au moyen d'un filtre à sable intermittent produit un effluent de très haute qualité durant les périodes de rejet au printemps et à l'automne, en maintenant notamment un taux résiduel d'azote ammoniacal total inférieur à 4 mg/L. Ce procédé ne convient toutefois pas aux applications à écoulement annuel continu, car les expériences américaines ont révélé qu'il est peu efficace pour réduire l'ammoniac total durant les mois les plus froids (MEO et Environnement Canada, 1993). Qui plus est, le filtre à sable intermittent serait normalement interrompu durant l'hiver, dans les régions froides, à cause des problèmes de gel; il faudrait donc stocker l'effluent durant l'hiver. Enfin, bien qu'il ait été démontré que l'activité nitrifiante du filtre à sable intermittent reprend rapidement après une période d'interruption hivernale

prolongée, on ne sait pas si le procédé assure un contrôle efficace de l'ammoniac au moment de son redémarrage en régions froides, car il existe peu de données sur des expériences à grande échelle (MEO et Environnement Canada, 1993).

Procédés avancés

Des procédés à biomasse fixe plus perfectionnés et plus complexes, comme les lits bactériens, les contacteurs biologiques rotatifs (CBR) ou les filtres biologiques aérés (FBA), pourraient être utilisés pour le post-traitement de l'effluent provenant d'un étang plus gros, à écoulement continu (Daigger et Buttz, 1998); ces procédés offriraient en outre un meilleur niveau de contrôle. À titre d'exemple, un lit bactérien est utilisé pour le post-traitement de l'effluent traité en étang, dans le procédé de traitement et d'exploitation améliorés (*Pond Enhanced Treatment and Operation*) décrit par Daigger et Buttz (1998). Ce procédé éconergétique et mécaniquement simple sert à la fois à l'élimination des algues de l'effluent provenant d'un procédé anaérobie et d'un étang facultatif et à la nitrification. Enfin, les CBR et les FBA sont d'autres techniques efficaces pour le polissage d'un effluent traité en étang; cette dernière technologie est toutefois relativement complexe et exigerait un haut niveau d'instrumentation et de contrôle et des compétences accrues de la part de l'opérateur; elle pourrait par contre produire un effluent de qualité supérieure.

Procédés complémentaires

Dans tous les cas précités, le procédé en étang assurerait la capacité d'égalisation nécessaire pour accroître la stabilité d'un procédé de nitrification complémentaire en aval, améliorant du même coup l'uniformité de la qualité de l'effluent. Le procédé en étang amont peut éliminer une forte proportion de la DBO et du TSS de l'influent et abaissera du même coup le rapport DBO_5/NTK à un taux plus favorable, en prévision de la nitrification en phase de post-traitement.

Il est cependant un facteur susceptible de limiter l'utilisation d'un procédé complémentaire de nitrification, et dont il faut tenir compte, et ce sont les basses températures durant l'hiver (p. ex., 5 °C ou moins) qui peuvent être enregistrées dans les étangs, en régions froides (Environnement Canada, 1987). Les basses températures peuvent avoir un effet négatif sur le procédé de nitrification aval et entraîner un faible taux de nitrification spécifique qui nécessitera une grande quantité de biomasse. Bien qu'il soit théoriquement possible de maintenir l'activité de nitrification à une température aussi basse que 2 °C, comme on l'a observé pour certains procédés à biomasse fixe (voir le chapitre 5), il existe peu de données théoriques et pratiques sur l'application de ces procédés à grande échelle, à une température inférieure à 5 °C. Aussi est-il fortement recommandé de procéder à des essais sur le terrain en usine-pilote, pour évaluer la viabilité du procédé biologique de nitrification à une température inférieure à 10 °C et déterminer les conditions de régime propres à chaque application. Par ailleurs, le procédé de nitrification en post-traitement devra être amorcé bien avant le début du temps froid, pour faciliter le développement et le maintien d'une biomasse nitrifiante active.

Durant l'été, la concentration relativement faible en ammonium dans l'effluent traité en étang, imputable à l'élimination accrue de l'ammoniac en amont, est un autre facteur dont il faut tenir compte dans l'application de la nitrification tertiaire, car ceci aura pour effet d'abaisser sensiblement la charge en azote ammoniacal total durant la phase de post-traitement et donc de réduire l'activité de nitrification. Pour pallier ce problème, il faudrait diminuer l'activité spécifique de la biomasse nitrifiante, en introduisant par

exemple une partie des eaux usées brutes directement dans l'étape de nitrification pour accroître la charge en azote ammoniacal total de l'influent, durant l'été. Cependant, la concentration élevée en matières en suspension dans l'influent et la hausse du rapport DBOc/NTK pourraient nuire à l'efficacité de nitrification et à certains procédés à biomasse fixe. Autre solution, les procédés de nitrification aval pourraient être interrompus durant l'été, ce qui nécessiterait bien sûr le redémarrage et une nouvelle acclimatation du procédé à l'automne, avant l'arrivée du temps froid pour assurer un rendement adéquat durant l'hiver et au printemps.

Dans le cas des étangs aérés mécaniquement où des étangs aérés facultatifs à cellules multiples, le nouveau procédé de nitrification pourrait être conçu de manière à traiter l'effluent à la sortie de la ou des cellules aérées initiales et à rejeter l'effluent nitrifié dans les autres cellules de l'étang aéré ou facultatif, en aval. Pareille configuration assurerait une température plus élevée de l'effluent destiné à la nitrification durant l'hiver, une charge suffisante en azote ammoniacal total ainsi qu'un rapport DBOc/NTK dans l'effluent acceptable pour la nitrification durant l'été. Elle pourrait par contre donner lieu à des rejets saisonniers non contrôlés d'ammoniac, sous l'effet de la décomposition des boues décantées dans l'étang facultatif en aval, ce qui pourrait augmenter la concentration en azote ammoniacal total de l'effluent final rejeté, en particulier par temps chaud. Ce problème pourrait être atténué par le dragage des dépôts de boues accumulées à quelques années d'intervalle, suivant la taille de l'étang (MEO et Environnement Canada, 1993).

6.1.3.2.2 Installation d'un procédé de nitrification amont

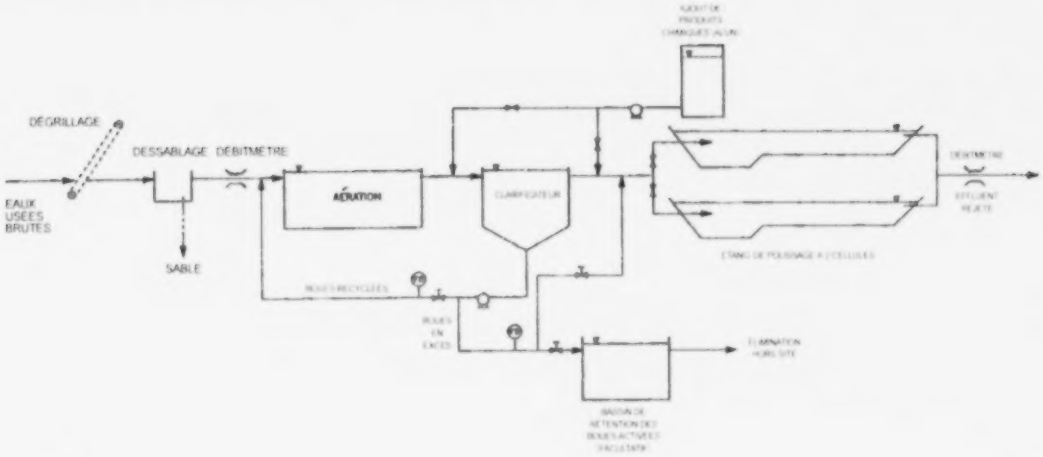
L'installation d'un procédé de traitement mécanique secondaire, qui assure simultanément l'oxydation du carbone et la nitrification en amont d'un étang à écoulement continu existant, est une autre solution qui peut être envisagée pour maintenir la nitrification toute l'année. Cette solution aurait toutefois pour effet d'accroître les dimensions globales, la complexité et les coûts d'immobilisation du système, de même que ses exigences et ses coûts en matière de F&E. Cette configuration augmenterait la température des eaux usées destinées à la nitrification, mais le rapport DBOc/NTK serait plus élevé qu'avec le procédé de traitement tertiaire décrit à la section précédente. Par conséquent, les dimensions du procédé de nitrification seraient relativement larges – l'étang existant pourrait servir de bassin de polissage de l'effluent ou être contourné.

Procédé Sutton

Le procédé Sutton, en usage dans un certain nombre de STEP de l'Ontario, offre un exemple d'une telle configuration en deux étapes, qui consiste en une étape unique de nitrification par les boues activées en aération prolongée, suivie du polissage de l'effluent en étang facultatif. Le soutirage des boues excédentaires, vers l'étang de polissage aval, est contrôlé de manière à réduire au minimum la manipulation des boues ainsi que les besoins d'élimination et les coûts y afférents. La figure 6.1 illustre un schéma du procédé Sutton, extrait de MEO et Environnement Canada (1993).

En Ontario, le procédé Sutton a été appliqué principalement dans le cadre de projets de modification d'étangs existants, où une partie du volume de l'étang est transformée en procédé aux boues activées en aération prolongée, le reste de l'étang servant au polissage de l'effluent issu du décanteur secondaire. Le procédé amont aux boues activées en aération prolongée est conçu de manière à assurer une nitrification quasi complète toute l'année (c.-à-d. < 1 mg d'azote ammoniacal total/L).

Figure 6.1 Schéma du procédé Sutton



La STEP de Lindsay (Ontario), dont la capacité nominale est de 16 MLD, offre un exemple d'un étang facultatif aéré à grande échelle qui a été modifié en procédé Sutton (MEO et Environnement Canada, 1993). Pour ce faire, les deux cellules de l'étang aéré ont été transformées en un procédé aux boues activées en aération prolongée, l'effluent issu du décanteur secondaire étant dirigé vers l'étang facultatif existant pour fins de polissage. La STEP de Cookstown (Ontario), qui traite 825 m^3/d, est une de ces nouvelles stations utilisant le procédé Sutton.

Avec le temps, toutefois, on a remarqué un phénomène de lyse cellulaire dans les boues emmagasinées dans l'étang, qui a pour effet de libérer des nutriments dans l'eau et d'entraîner une dégradation de la qualité de l'étang, parfois en-deçà de la qualité de l'effluent traité par les boues activées (c.-à-d. influent de l'étang). Le procédé n'est donc plus utilisé dans sa forme initiale et toutes les applications ontariennes ont été modifiées pour corriger ce problème (entretien privé avec R. Monoharan, ministère de l'Environnement de l'Ontario, janvier 2003).

Applications à faible charge

Pour les applications à faible charge que l'on retrouve dans les petites communautés, une solution plus simple consisterait à installer une station compacte utilisant un procédé aux boues activées en aération prolongée, en amont d'un étang existant. Cette station compacte pourrait sans doute être exploitée sans dispositif d'élimination contrôlée des boues excédentaires. En permettant un débordement des matières solides excédentaires dans l'effluent de la station compacte, les besoins et les coûts en matière de F&E seraient réduits. Le cas échéant, on se fierait sur le procédé aval de traitement en étang pour traiter le débordement de matières solides provenant du procédé aux boues activées. Il faudrait cependant bien contrôler l'accumulation des boues dans l'étang.

6.1.3.2.3 Modernisation des étangs

L'ajout d'un milieu de soutien pour la biomasse fixe, à l'intérieur d'une section distincte d'un étang existant, peut s'avérer une solution rentable qui nécessiterait sans doute l'installation de toiles ou de parois pour séparer

l'étang en différentes zones. Il faudrait aussi installer des tamis dans la zone contenant le milieu soutenant la biomasse fixe, afin de retenir le milieu, et aussi des aérateurs immergés pour assurer l'aération et le brassage requis. Par contre, aucun dispositif de pompage de l'effluent ne serait nécessaire, contrairement à l'autre solution basée sur l'ajout d'un procédé de nitrification complémentaire. Étant donné l'absence de données pratiques sur l'exploitation de ce système à grande échelle, il faudrait toutefois procéder à des essais en usine-pilote ou à une démonstration en à grande échelle (ou aux deux).

6.1.3.2.4 Ajout d'un procédé physico-chimique de post-traitement

Bien que les procédés biologiques soient l'option privilégiée pour éliminer l'azote ammoniacal total, le polissage physico-chimique de l'effluent en étang est une autre possibilité. Ce post-traitement physico-chimique pourrait être appliqué sur une base ponctuelle (p. ex., sur une base saisonnière), car le délai de démarrage est court, et être interrompu lorsqu'il n'est plus nécessaire. Certains des procédés physico-chimiques disponibles ne sont pas sensibles au temps froid, en hiver. Cependant, tel qu'indiqué à la section 5.2 et à l'annexe A, ces procédés comportent des limites et leur application exige une certaine prudence (U.S. EPA, 1993).

La chloration au point critique est une de ces options possibles pour le polissage occasionnel des effluents en étang, et c'est ce procédé qui est utilisé durant la saison froide, à la STEP de Niagara-on-the-Lake (Ontario), lorsque le procédé en étang facultatif aéré ne réussit pas à abaisser la concentration en azote ammoniacal total aux niveaux-cibles prescrits. La chloration au point critique est cependant difficile à contrôler et peut donner lieu à la formation de sous-produits indésirables et nécessiter une déchloration de l'effluent.

Le procédé par échange ionique est une autre possibilité, car il peut s'appliquer par temps froid (U.S. EPA, 1971). Il s'agit toutefois d'un procédé coûteux qui requiert un prétraitement par filtration de l'effluent, pour éviter le colmatage de la colonne. De plus, le milieu d'échange ionique (p. ex, la clinoptilolite) est coûteux et la solution de régénération épuisée doit être traitée ou éliminée.

Enfin, les techniques d'extraction à l'air et d'osmose inverse ne sont généralement pas considérées comme des options applicables au post-traitement de l'effluent en vue d'en réduire la teneur en azote ammoniacal total. En effet, l'extraction à l'air ne peut être appliquée à des eaux usées dont la température est inférieure à environ 10 °C, alors que le coût du procédé par osmose inverse est relativement élevé comparativement aux autres options. De plus, ce dernier procédé nécessite l'élimination amont des matières en suspension et le débit du filtrat diminue à de basses températures.

6.1.3.3 Amélioration des stations de traitement mécanique secondaire à charge élevée

De nombreuses options s'offrent pour l'amélioration des stations de traitement mécanique secondaire, de charge moyenne à élevée, qui n'effectuent aucune nitrification ou n'obtiennent qu'une nitrification partielle ou saisonnière; bon nombre de ces options sont décrites en détail dans Randall *et al.* (1992) et Daigger et Buttz (1998). Comme l'indiquent les paragraphes qui suivent, la pertinence des différentes options dépend, là encore, de facteurs spécifiques au procédé et au site.

Les exigences de nitrification influent sur les composantes suivantes de la station existante :

- volume et configuration du bassin d'aération;
- capacité du système de transfert de l'oxygène;

- capacité de l'étape de clarification secondaire (le cas échéant), et
- fonctionnement et contrôle du procédé.

Une grande variété d'options sont possibles, suivant les caractéristiques et l'emplacement de la station. CG&S et Hydromantis, Inc. (1996), ainsi que Daigger et Buttz (1998), proposent des méthodes globales pour déterminer la capacité et le potentiel des systèmes existants de traitement des eaux usées (voir la section 6.3.2). L'option la plus appropriée peut ensuite être déterminée, évaluée et sélectionnée sur la base des résultats de cette évaluation. L'option la plus rentable est celle qui favorisera un usage maximal des installations déjà en place (Daigger et Buttz, 1998).

Les stations qui assurent déjà une nitrification partielle ou saisonnière peuvent parvenir à une nitrification plus complète et plus régulière et ainsi respecter les normes de rejet, par l'optimisation des procédés (p. ex., augmentation du T_{cs}, contrôle amélioré du biofilm, ajustement de la teneur en OD et du pH durant le fonctionnement), l'amélioration des installations (p. ex., utilisation d'un système d'aération ou de ventilation plus efficace, installation de membranes dans les bassins d'aération ou les clarificateurs pour mieux retenir la biomasse) ou la reconfiguration du procédé (installation de chicanes pour créer des zones distinctes ou reconfiguration du débit pour améliorer le contrôle des nutriments), ces trois possibilités pouvant être appliquées seules ou être combinées.

Pour leur part, les stations de traitement secondaire qui ne font aucune nitrification pourraient nécessiter des mesures plus exhaustives et plus coûteuses, y compris l'agrandissement des installations (p. ex., augmentation du volume du bassin d'aération et/ou de la capacité du clarificateur secondaire), la modernisation (p. ex., amélioration du système d'aération pour accroître l'efficacité et le taux de transfert de l'oxygène, ajout d'un milieu de soutien pour la biomasse dans les procédés à biomasse en suspension, ajout de membranes de filtration dans les bassins d'aération ou les clarificateurs pour retenir la biomasse, amélioration de l'instrumentation et du contrôle), ou encore l'installation d'un procédé de nitrification distinct en aval.

Le nouveau procédé de post-traitement pourrait se faire, selon le débit, soit par un procédé à boues activées avec biomasse nitrifiante en suspension, soit par n'importe lequel des procédés à biomasse fixe décrits au chapitre 5. L'ajout d'un lit bactérien, d'un FBA ou d'un CBR, pour améliorer une station de traitement mécanique secondaire existante, s'est avéré une solution de nitrification efficace (Daigger et Buttz, 1998). C'est ce qui a été fait à la STEP de Guelph (Ontario), où un CBR a été installé en aval du procédé aux boues activées déjà en place, pour s'assurer que la concentration en azote ammoniacal total soit maintenue à moins de 5 mg/L durant toute l'année.

Cependant, l'adjonction d'un procédé complémentaire requiert des travaux de construction majeurs qui incluent souvent une nouvelle installation de pompage réservée aux eaux usées, ainsi que l'aide d'ingénieurs-conseils et parfois des fournisseurs des systèmes brevetés (Daigger et Buttz, 1998). Les améliorations choisies dépendent du type, de la conception et de la capacité du ou des procédés déjà en place, lesquels doivent être évalués individuellement.

6.2 Sélection préliminaire des mesures d'amélioration

Le choix des améliorations à apporter à la STEP, en vue d'accroître le rendement de nitrification, requiert au préalable la détermination des exigences particulières de la station, en tenant compte des facteurs propres au procédé existant et à

l'emplacement. Deux matrices de sélection sont proposées à la section 6.2.1, pour faciliter la détermination et la sélection préliminaires des mesures possibles. La première matrice définit un certain nombre de catégories d'améliorations et les mesures précises qui y correspondent. La deuxième précise lesquelles, parmi les mesures énumérées dans la première matrice, s'appliquent à une catégorie d'améliorations donnée en fonction du niveau de traitement déjà en place (c.-à-d. selon que le site soit dépourvu de station d'épuration ou que la station n'assure aucune nitrification ou seulement une nitrification partielle).

La section 6.2.2 traite de divers facteurs propres au procédé et à l'emplacement dont il faut tenir compte dans l'application des systèmes de nitrification. À partir des données portant notamment sur la caractérisation des eaux usées, les contraintes inhérentes au site ainsi que les avantages et les limites des différents types de procédé (voir chapitre 5 et annexe A), les solutions de rechange et les mesures applicables, définies à partir des matrices, peuvent être évaluées et classées par ordre de priorité, en vue de déterminer la ou les mesures les plus appropriées. Pareille évaluation doit se faire sur une base individuelle.

Les matrices d'évaluation et autres informations indiquées dans le présent chapitre peuvent fournir une indication préliminaire utile des solutions applicables dans différents scénarios de traitement, lesquels peuvent faire référence à des stations à débit faible, moyen ou élevé dont le taux d'élimination de l'ammoniac doit être amélioré.

6.2.1 Améliorations visant à accroître l'élimination de l'ammoniac

Cette section porte sur la définition et la sélection préliminaire des améliorations en vue d'accroître l'élimination de l'ammoniac des eaux usées municipales. Les mesures potentielles sont regroupées sous cinq catégories précises, définies ci-après :

- ***Nouvelle installation :*** Application entièrement nouvelle, remplacement d'une installation ou ajout d'un procédé en parallèle d'une station existante;
- ***Optimisation :*** Modifications apportées au fonctionnement d'un ou de plusieurs procédés en place;
- ***Modifications :*** Modifications physiques apportées à un ou plusieurs procédés en place;
- ***Agrandissement :*** Augmentation du volume d'une ou de plusieurs unités du système de traitement existant, et
- ***Procédé de nitrification complémentaire :*** Ajout d'une étape de nitrification distincte en série (en amont ou en aval), à l'intérieur de la chaîne liquide d'une STEP existante.

Ces cinq catégories d'améliorations et les mesures qui y correspondent sont définies au tableau 6.1 – première des deux matrices. Cette matrice attribue une valeur numérique précise à chaque mesure indiquée sous chacune des cinq catégories.

La catégorie « Nouvelle installation » (première catégorie indiquée aux tableaux 6.1 et 6.2) s'applique là où il n'existe pas de station d'épuration ou lorsqu'il est prévu de procéder à la désaffectation et au remplacement d'une station existante. Donc, la seule mesure qui figure sous cette catégorie concerne l'installation d'un procédé de nitrification (n'importe lequel des trois types indiqués).

Les quatre autres catégories portent sur la modification d'installations existantes et offrent donc un plus grand nombre de possibilités. Dans certains cas, une seule mesure suffira; dans d'autres, un certain nombre de mesures seront combinées dans le cadre d'un projet de modernisation. Bon nombre des mesures citées

ont été décrites aux sections 6.1.2 et 6.1.3 précédentes et d'autres sont traitées plus loin au chapitre 6 ou aux chapitres 7 et 8.

La deuxième matrice (tableau 6.2) propose diverses solutions applicables, en fonction du scénario de traitement (c.-à-d. le niveau de traitement existant à un site municipal potentiel). Pour trouver les améliorations précises qui s'appliquent, sous chacune des cinq catégories, il suffit de déterminer à quelle mesure du tableau 6.1 correspondent les chiffres indiqués au tableau 6.2.

L'information extraite des deux matrices sert d'outil de sélection préalable pour déterminer un éventail d'améliorations susceptibles d'accroître l'élimination de l'ammoniac en fonction du niveau de traitement déjà en place, s'il y a lieu. Pour chaque scénario de traitement indiqué à la première colonne du tableau 6.2 (c.-à-d. niveau de traitement existant ou procédé de traitement utilisé), on présume qu'il est impossible d'atteindre durant toute l'année une concentration en azote ammoniacal total inférieure à 5 mg/L et donc que des améliorations s'imposent. Soit que le site ne possède aucune station d'épuration, soit que le niveau de traitement en place se limite à un traitement primaire ou à un traitement secondaire sans nitrification. On présume en outre que chacune des mesures applicables, définies dans les différents cas, permettra de maintenir régulièrement une concentration en azote ammoniacal total inférieure à 5 mg/L, y compris en régions froides.

La section 6.2.1.1 résume une étude de cas sur un projet d'amélioration d'une station d'épuration à grande échelle, qui illustre l'application de ces deux matrices.

La sélection des améliorations les plus appropriées, en regard d'une application donnée, peut se faire par la vérification des procédés (section 6.3.2.1) dans une station existante ou par des essais en usine-pilote (section 6.3.2.2), ou les deux. La vérification peut aider à déterminer les améliorations les plus rentables, qu'il s'agisse de l'optimisation ou de la modernisation, pour résoudre les problèmes de goulot d'étranglement et accroître l'élimination de l'ammoniac. L'optimisation des procédés est décrite au chapitre 7.

Le choix des catégories d'améliorations et des mesures précises devrait se faire selon une approche progressive. À titre d'exemple, l'optimisation des procédés déjà en place devrait précéder la modernisation et l'agrandissement des installations ou l'installation de procédés complémentaires. La meilleure approche, dans une situation donnée, dépend de la conception et des limites du système de traitement déjà en place, ainsi que d'autres facteurs propres au site. Les matrices de détermination et de sélection préliminaires des améliorations potentielles doivent donc être utilisées en tenant compte des facteurs propres au procédé et au site, tel qu'indiqué à la section 6.2.2, lesquels facteurs doivent être vérifiés en fonction des conditions particulières à chaque STEP.

6.2.1.1 Exemple illustrant l'application des deux matrices

Les paragraphes qui suivent décrivent une étude de cas portant sur un projet d'amélioration d'une station d'épuration à grande échelle, pour illustrer l'utilisation des deux matrices. Divers volets de l'évaluation de la station, de l'optimisation des procédés et de la modernisation des installations physiques ont été combinés pour maintenir, d'une manière rentable, une nitrification toute l'année et accroître la capacité de traitement à la STEP de Little River, de la ville de Windsor.

Une description plus détaillée de cette station et du projet d'amélioration est présentée à la section 9.1.1.

La STEP de Little River est une installation de traitement secondaire d'une capacité nominale de 64 MLD, qui comporte deux stations. La station n° 1 n'avait pas été conçue pour assurer la nitrification et la station n° 2 a été mise en place dans le cadre d'un projet d'agrandissement réalisé en 1989 conformément aux lignes directrices du ministère de l'Environnement de l'Ontario (incluant un TRH moyen de six heures dans le système d'aération). Une vérification exhaustive des procédés a été réalisée aux deux stations, à l'aide de nombreuses techniques visant à déterminer la capacité de traitement réelle et à définir les optimisations possibles. Sur la base des conclusions de ces vérifications, un certain nombre d'améliorations ont été apportées en vue d'accroître le rendement, y compris pour atteindre une nitrification régulière et accroître la capacité à 73 MLD, plutôt que de l'abaisser à 46 MLD, comme on l'avait initialement proposé pour assurer la nitrification (Newbigging *et al.*, 1994; CG&S et Hydromantis, Inc., 1996).

Les améliorations qui ont été apportées à la STEP de Little River sont résumées ci-après. Le scénario de traitement qui correspond à cette étude de cas est un procédé classique aux boues activées (station n° 1), c'est-à-dire le sixième scénario indiqué au tableau 6.2.

6.2.1.1.1 Nouvelle installation

Un procédé de nitrification avec biomasse en suspension (station n° 2) a été installé parallèlement à la station initiale (n° 1) pour accroître de 27 MLD la capacité de traitement et améliorer le rendement. [Ceci correspond à la ***mesure n° 1*** sous la catégorie « Nouvelle installation », décrite au tableau 6.1 et indiquée au tableau 6.2.]

6.2.1.1.2 Optimisation

À la lumière des résultats de la vérification détaillée des procédés effectuée aux deux stations [***mesure n° 1*** sous « Optimisation » dans les deux tableaux], les mesures d'optimisation suivantes ont été mises en place :

- Modélisation et simulation, incluant la mise au point d'un modèle de soutirage des boues pour un meilleur contrôle du T_b [***mesure n° 3*** sous la catégorie « Optimisation »];
- Surveillance en ligne (c.-à-d. température et concentration en OD dans les bassins d'aération, débits et concentrations en matières en suspension pour les boues recyclées, les boues excédentaires et l'effluent) aux fins de la vérification, et installation d'un système SCADA (Supervisory Control and Data Acquisition) pour la surveillance et le contrôle continus du procédé [***mesure n° 6*** sous « Modernisation »];
- Mise en place d'un mécanisme de contrôle des procédés en ligne, incluant la régulation du taux d'OD et du T_b par une stratégie de contrôle de l'élimination des boues, commandé par le système SCADA [***mesure n° 7***, sous « Modernisation »];
- Ajout de produits chimiques pour contrôler le foisonnement des boues [***mesure n° 9***];
- Mode d'alimentation étagée à la station n° 2 [***mesure n° 10***];
- Amélioration du fonctionnement et du contrôle des procédés (p. ex., contrôle du T_b et du taux en OD, stratégie de nettoyage des diffuseurs d'air, initiatives de formation des opérateurs, etc.) [***mesures nos 11, 12, 20 et 21***].

Tableau 6.1 Mesures visant à améliorer l'élimination de l'ammoniac des eaux usées municipales — Matrice 1

Mesure	Catégories d'améliorations				
	Nouvelle installation	Optimisation	Modernisation	Agrandissement	Procédé complémentaire
1	Nitrification à biomasse en suspension [en une et deux étapes]	Vérification de la station	Instrumentation et contrôle (I&C)	Clarificateur primaire	Étang de stockage saisonnier
2	Nitrification à biomasse fixe [en une et deux étapes]	CCP[1]	Égalisation de l'influent et/ou des flux recyclés	Bassin d'aération [procédés à biomasse fixe et en suspension]	Procédés physico-chimiques
3	Procédés mixtes à biomasse fixe et en suspension [nitrification en deux étapes]	Modélisation et simulation	Dégrillage fin	Ajouts de procédés modulaires [RSD, CBR, FBA, BRM]	Tous les procédés d'élimination des matières organiques à biomasse en suspension
4		Essais en usine-pilote	Traitement primaire avec ajout de produits chimiques	Capacité du système d'aération	Tous les procédés de nitrification à biomasse en suspension
5		Élimination des goulots d'étranglement (chaines liquide et solide)	Hausse de l'alcalinité	Surface du milieu de soutien de la biomasse fixe	Boues activées en aération prolongée (incluant les stations compactes pour les applications à faible débit)
6		Surveillance en ligne	Reconfiguration du procédé/du schéma hydraulique	Capacité du système de ventilation [lit bactérien]	Tous les procédés d'élimination des matières organiques à biomasse fixe
7		Contrôle des procédés en ligne	Configuration du mode d'alimentation étagée	Clarificateur secondaire	Tous les procédés de nitrification à biomasse fixe
8		Gestion des flux recyclés (taux de charge)	Zone de sélection	Étapes de traitement des biosolides	Marais artificiels (applications à faible débit)
9		Ajout de produits chimiques (réduction de la DBO, détoxification, meilleure décantabilité des boues, etc.)	Pré ou post-dénitrification (zone anoxique /aération intermittente		Filtres à sable à recirculation (applications à faible débit)
10		Alimentation étagée	Amélioration du système d'aération (hausse du taux et de l'efficacité de transfert de l'oxygène)		Filtres à sable intermittents (applications à faible débit)
11		Amélioration du fonctionnement et du contrôle de la nitrification (c.-à-d. T_b, croissance excessive du biofilm, OD, pH, alcalinité, température)	Amélioration du système de brassage (p. ex., par aération, recirculation, agitation, vitesse de rotation)		
12		Contrôle de l'aération	Isolation (pour réduire les pertes thermiques)		
13		Aération intermittente	Chicanes dans les bassins d'aération (pour créer des zones de traitement distinctes)		
14		Durée du cycle [RSD ou procédés d'aération intermittente (marche/arrêt)]	Apport d'oxygène pur		
15		Valeurs de consigne de l'intensité de dosage (SK), incluant le contrôle de la vitesse du distributeur [lit bactérien]	Membranes pour la rétention des boues		
16		Vitesse de recirculation de l'effluent traité [efficacité de mouillage du lit bactérien et vitesse de filtration du FBA]	Transformation du procédé en étang en un procédé aux boues activées en aération prolongée, avec polissage [p. ex., procédé Sutton]		
17		Contrôle de la rotation de l'axe [contacteurs biologiques, rotatif et immergé]	Remplacement du milieu de soutien de la biomasse fixe		
18		Fréquence des lavages à contre-courant [FBA]	Remplacement du distributeur statique et hydrostatique par un distributeur rotatif à vitesse variable [lit bactérien]		
19		Vitesse de recirculation des boues	Augmentation de la capacité du système de ventilation [lit bactérien]		
20		Gestion des boues	Dispositif pour la recirculation de l'effluent [lit bactérien, FBA]		
21		Quantité des boues	Chicanes pour séparer les passages [contacteurs biologiques, rotatif et immergé]		
22		Inversion périodique de l'écoulement de l'influent vers l'étape de nitrification [contacteurs biologiques, rotatif ou immergé]	Répartition uniforme des eaux usées [CBR, FBA]		
23			Dispositif pour alterner le point d'alimentation de l'étape de nitrification (c.-à-d. inversion du débit) [CBR]		
24			Redistribution du débit de pointe des eaux usées; passage d'une configuration en série à une en parallèle[FBA]		
25			Ajout d'un milieu de soutien de la biomasse fixe dans les bassins d'aération aux boues activées ou les étangs [système hybride]		
26			Tamis pour retenir le milieu circulant soutenant la biomasse fixe [système hybride]		
27			Chicanes dans le clarificateur (pour un meilleur rendement)		
28			Ajout de polymères dans le clarificateur secondaire		
29			Capacité de recirculation des boues		
30			Capacité de soutirage des boues		
31			Pompes à vitesse variable ou vannes de réglage pour contrôler la recirculation et le soutirage des boues		
32			Amélioration du traitement des boues		

[1] CCP = *Composite Correction Program* (programme correctif intégré)

Tableau 6.2 Améliorations possibles pour accroître l'élimination de l'ammoniac, selon divers scénarios de traitement — Matrice 2

Procédé de traitement existant	Mesures d'amélioration des STEP[1]					
					Procédé complémentaire	
	Nouvelle installation	Optimisation	Modernisation	Agrandissement	En amont	En aval
Aucun	1, 2, 3					
Traitement primaire	1, 2, 3					
Traitement primaire avec ajout de produits chimiques	1, 2, 3					
Étang facultatif[2]	1, 2, 3	20[3]	1, 5, 10, 11, 13, 16, 25, 26		5	1, 2, 4, 7, 8, 9, 10
Étang aéré	1, 2, 3		1, 5, 10, 11, 12, 13, 14, 16, 25, 26		5	2, 4, 7, 8, 9
Procédé classique aux boues activées	1, 2, 3	1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11, 12, 13, 19, 20, 21	1, 2, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11, 13, 14, 15, 25, 26, 27, 28, 29, 30, 31, 32	1, 2, 4, 7, 8	3, 6	2, 4, 7
Boues activées à forte charge (incluant les procédés à oxygène pur)	1, 2, 3	1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 11, 12, 19, 20, 21	1, 2, 4, 5, 6, 8, 9, 10, 11, 13, 14, 25, 26, 27, 28, 29, 30, 31, 32	1, 2, 4, 7, 8		2, 4, 7
Boues activées en aération prolongée	1, 2, 3	1, 2, 3, 5, 6, 7, 8, 11, 19, 20, 21	1, 2, 5, 6, 8, 9, 12, 13, 15, 25, 26, 27, 28, 29, 30, 31, 32	2, 7, 8		2, 4, 7
Réacteur séquentiel discontinu (RSD)	1, 2, 3	1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 11, 12, 13, 14, 20, 21	1, 2, 4, 5, 6, 9, 10, 11, 14, 15, 30, 31, 32	1, 3, 4, 8	3, 6	2, 4, 7
Lit bactérien	1, 2, 3	1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 11, 12, 15, 16, 20, 21	1, 2, 4, 5, 6, 12, 17, 18, 19, 20, 27, 28, 30, 32	1, 2, 5, 6, 7, 8	3, 6	2, 4, 7
Contacteur biologique rotatif (CBR)	1, 2, 3	1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11, 12, 17, 20, 21, 22	1, 2, 4, 5, 6, 7, 10, 11, 12, 17, 21, 22, 23, 27, 28, 30, 32	1, 3, 4, 5, 7, 8	3, 6	2, 4, 7
Réacteur aérobie à lit fixe immergé (FBA)	1, 2, 3	1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 11, 12, 16, 18, 20, 21	1, 2, 3, 4, 5, 6, 9, 10, 17, 20, 22, 24, 30, 32	1, 3, 4, 5, 8	3, 6	2, 4, 7

[1] Les mesures précises qui s'appliquent, et dont les chiffres apparaissent sous chaque catégorie d'améliorations et chaque scénario, sont définies et décrites au tableau 6.1.

[2] Systèmes à écoulement continu, saisonnier ou annuel.

[3] Mesure d'optimisation s'appliquant à des étangs à écoulement annuel.

6.2.1.1.3 Modernisation

À la lumière des résultats de la vérification des procédés, les améliorations suivantes ont été apportées :

- Installation d'une instrumentation en ligne et d'un système SCADA [***mesure n° 1***, sous la catégorie « Modernisation »].
- Utilisation d'un procédé de traitement primaire avec ajout de produits chimiques [***mesure n° 4***].
- Aménagement d'une zone de sélection anoxique [***mesure n° 8***].
- Remplacement des aérateurs mécaniques par des diffuseurs à pores fines à rendement élevé, dans le bassin d'aération de la station n° 1 [***mesure n° 10***].
- Installation de chicanes dans le clarificateur secondaire de la station n° 1 [***mesure n° 27***].

Aucune mesure figurant sous les catégories « Agrandissement » et « Procédé complémentaire » n'a été mise en oeuvre dans le cadre des travaux réels d'amélioration.

En résumé, le tableau 6.2 cite 50 mesures qui pourraient s'appliquer au scénario de traitement visant l'amélioration d'une station d'épuration existante, utilisant un procédé classique aux boues activées. Les mesures définies sous chacune des cinq catégories représentent des choix possibles pour maintenir régulièrement la concentration en azote ammoniacal total dans l'effluent sous le seuil des 5 mg/L. À noter que les mesures énumérées au tableau 6.1 ne s'appliquent pas toutes à ce scénario de traitement particulier, car certaines ne conviennent qu'à des procédés à biomasse fixe ou en étang.

À la lumière des facteurs et des évaluations propres à la STEP de Little River, 16 des 50 mesures applicables, parmi trois des cinq catégories d'améliorations définies au tableau 6.2, ont été mises en oeuvre. Ses mesures ont montré qu'elles pouvaient permettre de maintenir, d'une manière rentable, un taux de nitrification uniforme, et ce à un taux de charge supérieur au taux nominal prévu (voir la section 9.1.1).

6.2.2 *Facteurs et autres aspects à considérer*

En plus des renseignements préliminaires fournis par les matrices (c.-à-d. tableaux 6.1 et 6.2), un certain nombre d'autres facteurs spécifiques au procédé et au site influent généralement sur le processus de sélection, entre autres les suivants (WEF et ASCE, 1992) :

- critères de rejet (p. ex., concentration admissible en azote ammoniacal total);
- caractéristiques des eaux usées brutes;
- contraintes inhérentes au site;
- rendement du procédé;
- compatibilité du procédé proposé avec les autres procédés déjà en place et le schéma global de traitement;
- contrôle des procédés;
- facteurs et exigences en matière de F&E;
- flux secondaires et recyclés;
- production de matières solides;
- émissions atmosphériques;
- besoins énergétiques;
- exigences en matière de superficie occupée;
- facteurs liés à la santé et à la sécurité au travail, et
- coûts.

L'importance ou le poids relatif, qui sera accordé aux différents facteurs et paramètres qui s'appliquent, variera en fonction de chaque projet.

6.2.2.1 Facteurs propres au procédé

Le choix des améliorations est ainsi influencé par différents facteurs qui ont une incidence sur la capacité de nitrification du procédé, et parmi lesquels figurent des facteurs spécifiques au procédé qui ont trait aux paramètres suivants :

caractéristiques hydrauliques, traitement primaire, traitement secondaire, clarification secondaire, gestion des flux secondaires, gestion des biosolides et mode opératoire du nouveau procédé ou du procédé à améliorer. Les sections qui suivent résument les principaux facteurs liés au procédé, dont il faut tenir compte pour améliorer l'élimination de l'ammoniac dans une STEP (existante ou nouvelle). Parmi les facteurs susceptibles de limiter le procédé, mentionnons un apport insuffisant en oxygène, un TRH trop court dans le bassin d'aération, une mauvaise décantabilité des boues et une phase de clarification de faible capacité (CTEU et VPISU, 1994).

Certains de ces facteurs figurent parmi les mesures d'amélioration directes énoncées aux tableaux 6.1 et 6.2, alors que d'autres sont spécifiques au procédé.

Généralités

Facteurs communs à la sélection des procédés d'élimination de l'ammoniac et des améliorations

- Normes de rejet dans l'effluent (p. ex., taux en azote ammoniacal total);
- Caractéristiques des eaux usées brutes;
- L'amélioration d'un système de traitement existant dépend des possibilités qui s'offrent en matière d'optimisation, de modification et de reconfiguration du procédé. La capacité et la géométrie des phases d'aération et de clarification secondaire sont d'autres facteurs dont il faut tenir compte dans l'intégration d'un système amélioré d'élimination de l'ammoniac à un procédé biologique déjà en place (qu'il soit à biomasse fixe ou en suspension);
- Configuration, conception, géométrie et capacité générale de la station existante;
- Rendement potentiel des procédés d'élimination de l'ammoniac;
- Incidences des améliorations sur l'efficacité d'élimination de l'ammoniac;
- Caractéristiques modulaires des nouveaux procédés proposés en prévision d'un agrandissement éventuel;
- Nombre et emplacement des procédés de nitrification de remplacement; succès obtenu à grande échelle et données et expériences opérationnelles pertinentes;
- Coût du cycle de vie du procédé et de la ou des améliorations.

Régulation du débit

Uniformité de la distribution des eaux usées et doses d'application (valeurs de consigne Spülkraft[1] (SK) du lit bactérien)

- Mesures de l'uniformité de la distribution de l'influent dans les systèmes à biomasse fixe, en particulier les lits bactériens, les CBR et les réacteurs à lit fluidisé, pour éviter toute surcharge localisée du milieu et accumulation excessive de biomasse qui pourraient nuire à l'efficacité de nitrification. Dans le cas des lits bactériens, des variateurs de vitesse, des distributeurs électriques rotatifs et la variation des valeurs de consigne (SK) peuvent être utiles. Pour les CBR à plusieurs chaînes de traitement, prévoir des canaux d'admission à faibles pertes de charge, installés perpendiculairement à l'écoulement dans les chaînes parallèles, ainsi que des déversoirs de l'influent, en tête des premiers passages.

Schémas hydrauliques

- Ajustement ou reconfiguration du schéma hydraulique et de l'orientation du débit dans le procédé existant. Ce facteur est particulièrement important et il s'applique aux procédés à boues activées, comme le procédé à alimentation étagée, le chenal d'oxydation (Bio-Denitro et Triple-Ditch) et la pré-dénitrification (chapitre 5 et annexe A).

[1] Facteur d'intensité de dosage du lit bactérien.

Traitement préliminaire

Dégrillage fin à moyen

- Les systèmes à biomasse fixe doivent être dotés d'un mécanisme de dégrillage fin à moyen, situé en amont, pour diminuer le risque de colmatage et d'accumulation de matières solides dans le milieu filtrant, ainsi que pour réduire au minimum les opérations de nettoyage et d'élimination des matières solides, par exemple la fréquence des lavages à contre-courant dans les réacteurs aérobies à lit fixe immergé (FBA).

Traitement primaire

Traitement primaire à composante chimique

- Le traitement primaire avec composante chimique peut améliorer la conception et le rendement d'un procédé secondaire de nitrification, nouveau ou existant, en réduisant le rapport DBOc./NTK dans l'effluent. Par contre, un tel procédé peut aussi abaisser l'alcalinité en deçà du taux requis pour la nitrification – et c'est là un autre facteur dont il faudra tenir compte.

Régulation de la quantité de boues

- Pour assurer le bon fonctionnement des clarificateurs primaires, il faut assurer un soutirage efficace des boues et le contrôle du lit de boues.

Traitement secondaire

Besoins en oxygène pour la nitrification, capacité d'aération et de ventilation, taux et efficacité de transfert de l'oxygène, amélioration du diffuseur d'air et régulation de la durée du cycle d'aération

- L'activité biologique de nitrification augmente la demande en oxygène. De fait, l'oxydation de l'ammoniac total nécessite 4,6 kg d'oxygène par kilogramme d'azote ammoniacal (chapitre 4), ce qui peut représenter une hausse sensible de l'ordre de près 100 %, et même davantage, selon la charge en NTK de l'influent (U.S. EPA, 1993; CTEU et VPISU, 1994). Or il est possible que le type et la configuration des aérateurs, la capacité d'aération et le taux de transfert d'oxygène (aux débits nominal et maximal) ne suffisent pas à fournir l'oxygène nécessaire au procédé de nitrification. Le cas échéant, il faudra améliorer le système d'aération, y compris les soufflantes et en augmenter la capacité par l'ajout de diffuseurs d'air, accroître le taux de transfert de l'oxygène par l'installation de dispositifs d'aération plus efficaces comme les diffuseurs à bulles fines et assurer un apport complémentaire d'oxygène pur. Dans certains cas, notamment dans les réacteurs séquentiels discontinus et les chenaux d'oxydation doubles ou triples, l'ajustement de la durée du cycle d'aération peut donner lieu à une période d'aération plus longue qui favorisera le parachèvement du procédé de nitrification.

Apport complémentaire en oxygène pur

- Des oxygénateurs *in situ* peuvent être utilisés pour l'insufflation d'oxygène pur, l'oxygène pur étant introduit au moyen de canalisations ou de réservoirs ou d'un séparateur d'air sur place, dans le cas des applications d'envergure. L'efficacité d'utilisation de l'oxygène peut cependant varier considérablement et ceci peut avoir une grande incidence sur les coûts de fonctionnement.

Types de procédés en regard des types d'aérateurs/mélangeurs

- Il peut arriver que certains types d'aérateurs ou de mélangeurs ne conviennent pas à l'amélioration envisagée. C'est le cas notamment des milieux mobiles servant de soutien à la biomasse fixe, lesquels ont besoin de diffuseurs d'air immergés pour favoriser des profils de brassage précis à l'intérieur du bassin d'aération. Qui plus est, seuls des dispositifs d'aération ou de brassage à faible cisaillement peuvent être utilisés, pour éviter d'endommager le milieu.

Concentration en oxygène dissous et contrôle de l'aération : biomasse en suspension

- La concentration en OD dans la liqueur mixte des procédés à biomasse en suspension est généralement maintenue au moins à 2 mg/L.

par le contrôle de l'aération (MEO, 1984). La nitrification peut cependant se produire à une concentration en OD inférieure à 2 mg/L, si le T_c est élevé (U.S. EPA, 1993).

Concentration en oxygène dissous, contrôle de l'aération et taux de nitrification : biomasse fixe

- La concentration en OD dans la phase liquide des systèmes à biomasse fixe est généralement supérieure à 3 mg/L, pour favoriser le transfert de masse de l'oxygène à travers le biofilm liquide ainsi que la diffusion d'oxygène dans le biofilm fixé au milieu et ainsi assurer un apport en oxygène aux organismes nitrifiants. Le taux de nitrification est donc limité par le transfert de l'oxygène, lorsque la concentration en azote ammoniacal total est généralement supérieure à 5 mg/L. La fourchette des concentrations en azote ammoniacal total à l'intérieur de laquelle le taux de nitrification devient limité par l'ammoniac, plutôt que par le transfert de l'oxygène, se situe entre 2 et 5 mg/L (U.S. EPA, 1993).
- Dans les systèmes à biomasse fixe, l'augmentation de la concentration en OD dans la phase liquide, par le contrôle de l'aération, peut améliorer le taux de nitrification spécifique et la capacité de traitement.

Temps de rétention des boues, surface du milieu et temps de rétention hydraulique : effets sur l'efficacité de nitrification

- L'augmentation du T_c, du TRH et de la surface du milieu aérobie servant de soutien à la biomasse fixe améliore la nitrification biologique et assure une quantité d'organismes nitrifiants et un temps de réaction suffisants pour satisfaire aux normes relatives au taux d'azote ammoniacal total dans l'effluent.
- L'augmentation du T_c peut compenser pour la présence de conditions de traitement potentiellement limitantes, par exemple une basse température, en produisant davantage d'organismes nitrifiants qui viennent contrebalancer la baisse du taux de nitrification.
- Il est plus facile de modifier le T_c dans un procédé aux boues activées à biomasse en suspension.
- Il est difficile d'ajuster le T_c dans les procédés à biomasse fixe qui dépendent des conditions hydrodynamiques et de la quantité de biomasse aérobie active à la surface du milieu, à l'intérieur du réacteur. Il faut contrôler, dans la mesure du possible, l'excès de biomasse fixe qui s'accumule à la surface du milieu de soutien, de manière à maintenir une mince biomasse nitrifiante aérobie.
- On peut augmenter le TRH en élargissant le bassin d'aération d'un procédé avec biomasse (fixe ou en suspension). Dans ce dernier cas, l'agrandissement du bassin peut inclure l'ajout d'un milieu d'une surface de densité moyenne à élevée, suivant les besoins de nitrification.

Remplacement du milieu de soutien de la biomasse fixe

- Le milieu de soutien de la biomasse fixe peut être remplacé par une surface spécifique de densité moyenne ou élevée (m^2/m^3), de façon à accroître la surface disponible pour la croissance de la biomasse nitrifiante. Si le milieu choisi est de haute densité, d'autres mesures pourraient s'avérer nécessaires pour prévenir le colmatage, selon l'endroit où le milieu aura été placé dans la chaîne liquide (section 5.1.4, c.-à-d. procédés à biomasse fixe).

Contrôle de la croissance excessive du biofilm de biomasse fixe : valeurs de consigne (SK) du lit bactérien, contrôle de la rotation de l'axe, fréquence des lavages à contre-courant et vitesse de turbulence par brassage

- Il faut éviter l'accumulation excessive de biomasse fixe et favoriser la formation d'un mince biofilm aérobie, pour obtenir une meilleure diffusion des éléments nutritifs (p. ex., azote ammoniacal) et de l'OD. L'efficacité de nitrification dépend donc du

contrôle du biofilm. Dans les procédés à biomasse fixe, différentes techniques (variant selon le procédé) peuvent être utilisées pour contrôler efficacement le biofilm, en favorisant le détachement de la biomasse excédentaire :

- lit bactérien : variateurs de vitesse; distributeur rotatif électrique de l'influent et variation des valeurs de consigne de SK;
- CBR : augmentation de la vitesse de rotation de l'axe; inversion de la direction de rotation de l'axe et isolement de la chaîne du CBR avec biomasse en excès pour priver la biomasse de nourriture et ainsi réduire l'épaisseur du biofilm; aération complémentaire pour favoriser le détachement de la biomasse; nettoyage chimique (au besoin);
- lit fixe aéré immergé (FBA) : fréquence du lavage à contre-courant du lit filtrant;
- lit mobile aérobie immergé, lit fluidisé : vitesse de l'injection d'air, et
- lit mobile aérobie immergé, réacteur à biofilm sur lit circulant (RBLC) : vitesse de brassage du milieu au moyen d'un système d'aération à grosses bulles.

Fonctionnement à basse température : efficacité de nitrification, quantité des boues, T_c et contrôle de la croissance excessive de la biomasse

- En régions froides, la quantité de biomasse devra être ajustée sur une base saisonnière en fonction de la température de traitement, afin de maintenir l'efficacité de nitrification dans les systèmes à biomasse fixe et en suspension. Dans les systèmes à biomasse en suspension, le T_c et la concentration en matières en suspension dans la liqueur mixte (MESLM) peuvent être modifiés. Dans les systèmes à biomasse fixe, il faudra éviter la croissance excessive de la biomasse, car les matières solides ont tendance à s'accumuler et à réduire la surface aérobie utile. Voici d'autres facteurs dont il faut tenir compte :
  - Dans les systèmes à biomasse fixe et en suspension, le volume du bassin d'aération doit être suffisant pour pouvoir traiter efficacement la quantité plus élevée de biomasse par temps froid et atteindre la concentration en azote ammoniacal total dans l'effluent.
  - Le volume du bassin d'aération, nécessaire pour réduire à moins de 5 mg/L la concentration en azote ammoniacal total dans l'effluent final, sera moindre que celui requis pour assurer une nitrification complète (c.-à-d. < 0,5 mg/L).
  - On peut s'attendre à une meilleure qualité de l'effluent par temps chaud que par temps froid.

Recirculation de l'effluent traité dans les systèmes à biomasse fixe : efficacité de mouillage et vitesse de filtration

- Avec les lits bactériens, la recirculation de l'effluent traité peut s'avérer nécessaire, pour assurer une efficacité de mouillage maximale du milieu de soutien et accroître la surface utile du biofilm aérobie. De plus, la recirculation de l'effluent a tendance à réduire la formation de plaques de biofilm et de zones sèches sur le milieu, en particulier dans les zones nitrifiantes inférieures. La recirculation de l'effluent traité peut aussi être indiquée dans les lits fixes aérés immergés (FBA), pour maintenir une vitesse de filtration minimale ou favoriser une vitesse de filtration constante à travers le milieu (section 5.1.4 – procédés à biomasse fixe).

Charges des flux recyclés provenant du traitement des matières solides et de la gestion des boues

- Le traitement intermittent des boues et les charges des flux recyclés qui y sont associées peuvent nuire au fonctionnement des réacteurs biologiques. Les flux recyclés peuvent en effet contenir des taux élevés d'azote ammoniacal total, en particulier ceux provenant de la digestion anaérobie des boues. Aussi faut-il

envisager l'équilibrage et le contrôle des charges des flux recyclés provenant du traitement des matières solides (U.S. EPA, 1993).

Inhibiteurs et charges organiques élevées dans l'influent

- L'aménagement d'une phase de nitrification distincte peut offrir une protection supérieure aux micro-organismes nitrifiants sensibles, en éliminant la majeure partie de la charge organique et des substances inhibitrices durant la phase initiale, ce qui devrait conférer une plus grande stabilité au procédé. La complexité et le coût de cette configuration sont toutefois plus élevés.

Formation d'écume et élimination des nutriments biologiques

- On peut contrôler la formation d'écume à la surface des réacteurs biologiques à biomasse en suspension, durant les procédés d'élimination des nutriments (élimination biologique), par la mise en place d'un point d'écoulement en surface pour évacuer l'écume des bassins biologiques vers les clarificateurs secondaires. Le système d'élimination et de manipulation de l'écume pourrait aussi être amélioré, pour éviter la réintroduction de l'écume et des bactéries filamenteuses dans la STEP.

Clarification secondaire

Contrôle de la qualité des boues

- Le bon fonctionnement des clarificateurs secondaires requiert l'élimination efficace des boues et le contrôle du lit de boues.

Biomasse en suspension : sédimentation, foisonnement et remontée des boues, zone de sélection et pré-/post-dénitrification

- En raison du T_c et de la teneur en MESLM dans les systèmes à biomasse en suspension, il faut parfois augmenter la capacité du procédé de clarification secondaire pour traiter les taux de charge des matières solides plus élevés, afin d'obtenir une meilleure nitrification, en particulier durant les périodes froides de l'hiver. Des mesures pourraient aussi s'avérer nécessaires pour contrer la décantabilité réduite des boues due à la diminution de la charge massique, ou encore le foisonnement ou la remontée des boues résultant de la dénitrification et de la formation d'azote gazeux dans les boues décantées. Ces mesures pourraient consister par exemple en l'aménagement d'une zone de sélection pour réduire au minimum la croissance des bactéries filamenteuses et/ou de zones anoxiques pour obtenir une certaine pré ou post-dénitrification avant la clarification finale.

Caractéristiques de sédimentation des boues dans les systèmes à biomasse fixe, remontée des boues et pré-/post-dénitrification

- En général, on peut maintenir une bonne efficacité de sédimentation en contrôlant les caractéristiques de la biomasse fixe qui se détache. On peut aussi avoir recours à la pré ou la post-dénitrification pour réduire le risque de remontée des boues, et la dénitrification peut se faire à l'aide de réacteurs à lit fixe immergé et des RBLC (section 5.3.1, dénitrification biologique).

Fonctionnement

Suivi et contrôle du procédé

- La surveillance et le contrôle des systèmes de nitrification, et plus particulièrement la gestion des biosolides et le contrôle du T_c dans les systèmes à biomasse en suspension, exigent habituellement davantage de la part de l'opérateur.

Biomasse en suspension : régulation du T_c et des boues en excès, gestion des boues et contrôle de la recirculation des boues

- Dans les systèmes à biomasse en suspension, le maintien du T_c au niveau minimal prescrit exige un contrôle adéquat du taux de soutirage des boues et des propriétés de sédimentation des boues, en tenant compte des effets saisonniers de

la température sur le T_b et des effets possibles sur l'influent. Une bonne gestion des boues exige le contrôle du taux de recirculation des boues, afin de réduire au minimum l'accumulation des boues dans le clarificateur secondaire. Des instruments appropriés devraient être mis en place pour mesurer avec précision le débit des boues recyclées et en excès, ainsi que l'élimination de la biomasse pour faciliter la gestion des boues.

Biomasse fixe : contrôle de la croissance excessive du biofilm et stabilité/polyvalence du procédé

- Dans les systèmes à biomasse fixe, il faut contrôler l'excès de biofilm dans le bassin de nitrification et favoriser la formation d'un mince biofilm qui maximisera les conditions aérobies et favorisera la diffusion de l'oxygène et de l'ammoniac sur le biofilm, aux fins de la nitrification. Les systèmes de nitrification à biomasse fixe procurent une fiabilité et une stabilité accrues, en particulier en regard des variations de la charge hydraulique et organique, car la biomasse est fixée au milieu et risque moins d'être éliminée.

Recirculation des boues

- Le stockage et la recirculation contrôlée du surnageant du digesteur anaérobie et des autres flux recyclés provenant du traitement des matières solides permettent d'égaliser les charges en azote ammoniacal total et en matières organiques dans le procédé de nitrification et d'améliorer la stabilité du procédé – un facteur important dans les petites stations de traitement secondaire où le traitement des boues se fait de façon discontinue. Donc, selon les taux de charge et la capacité du procédé biologique, on devrait envisager l'équilibrage des flux recyclés.

Température, pH et alcalinité

- La température de traitement, le pH et l'alcalinité peuvent influer sensiblement sur l'activité de la biomasse et l'efficacité de nitrification, et ces paramètres doivent être surveillés et contrôlés (chapitres 4 et 5). Ces exigences s'appliquent à tous les procédés biologiques de nitrification.
- Le taux de nitrification diminue à basse température. Aussi faut-il vérifier l'efficacité du traitement durant les périodes froides critiques, là où des normes de rejet s'appliquent (p. ex., concentration en azote ammoniacal total < 5 mg/L). Les critères de fonctionnement par temps froid doivent être évalués et ils sont examinés pour certains procédés, au chapitre 5.
- La mise en marche du procédé, en vue de l'établissement de la biomasse nitrifiante, doit se faire par temps chaud.
- La variation du pH peut nuire à l'efficacité du procédé biologique de nitrification, lorsque le pH passe de 7,0 à 6,0 (WEF, 2000b) (chapitre 4). Des substances basiques (sous forme de carbonate de calcium) devront être ajoutées aux systèmes affichant un faible pH ou une baisse du pH pour maintenir l'alcalinité résiduelle entre 50 et 100 mg/L. À noter que la dénitrification peut entrainer une hausse de l'alcalinité (chapitre 4 et section 5.3.1.1).
- L'ajout de grandes quantités de sels métalliques pour contrôler la teneur en phosphore entrainera une baisse de l'alcalinité et pourrait nécessiter l'apport d'une quantité importante de substances basiques supplémentaires.

Effluent traité en étang : schéma hydraulique de la nitrification tertiaire

- Durant les périodes chaudes de l'été, la nitrification tertiaire d'un effluent à faible teneur en azote ammoniacal total, préalablement traité en étang, peut nécessiter, soit la marche au ralenti du traitement tertiaire, soit l'introduction d'une fraction des eaux usées brutes pour maintenir l'activité de nitrification de la biomasse. Dans les étangs aérés mécaniquement à cellules multiples, le procédé de nitrification complémentaire peut être conçu de manière à traiter l'effluent provenant des cellules aérées initiales, lequel effluent est ensuite

acheminé vers les cellules facultatives ou aérées en aval. L'effluent sortant de l'étang et soumis au procédé de nitrification tertiaire aurait alors une charge suffisante en azote ammoniacal total pour maintenir l'activité de nitrification, tout en ayant un faible rapport DBOc/NTK et une faible concentration en matières en suspension.

Inversion périodique du flux de l'influent vers les étapes finales du CBR avec nitrification

- L'inversion périodique de l'écoulement de l'influent, vers les dernières étapes de nitrification d'un CBR à plusieurs étapes, peut favoriser le développement d'un biofilm nitrifiant plus uniforme, à chaque étape. Des flux secondaires chargés d'ammoniac (p. ex., ceux provenant de la digestion anaérobie des boues) pourraient être introduits pour favoriser la croissance de la biomasse nitrifiante fixe, dans les zones à plus faible charge.

Avantages de l'instrumentation et du contrôle en ligne

- L'instrumentation et le contrôle en ligne peuvent améliorer le fonctionnement et la polyvalence du procédé, ainsi que le réglage des principaux paramètres (p. ex., teneur en OD, débit des boues recyclées et débit des boues en excès pour maintenir le T_s). L'acquisition de données en ligne peut aussi améliorer la qualité du suivi des opérations et faciliter leur déroulement. Enfin, un mécanisme de contrôle en ligne, couplé à un système de contrôle de l'absorption de l'oxygène, pourrait permettre de déceler la présence, dans l'influent, de charges organiques de pointe ou de substances inhibant la nitrification, ce qui favorisera le maintien de conditions optimales pour le procédé de nitrification et pourrait se traduire par des économies d'énergie (CTEU et XCG Consultants Ltd., 1992).

6.2.2.2 Facteurs propres au site

Le choix des techniques et méthodes d'amélioration dépend de facteurs propres au site qui sont reliés aux conditions, à la STEP existante ou prévue. Certains de ces facteurs sont énumérés et brièvement examinés dans les paragraphes qui suivent. La détermination des facteurs propres au site est souvent une étape déterminante dans le choix des améliorations et des procédés de rechange appropriés (U.S. EPA, 1993). Il convient de noter que le nombre de facteurs qui s'appliquent varie dans chaque cas, en fonction de la complexité de la situation.

Certains des facteurs figurent parmi les améliorations directes inscrites dans les matrices de sélection (tableaux 6.1 et 6.2), alors que d'autres sont spécifiques au site.

Généralités

Facteurs s'appliquant à l'ensemble des stations d'épuration existantes pour le choix des méthodes d'élimination de l'ammoniac et des améliorations

- Bon nombre des facteurs spécifiques au site sont similaires aux facteurs spécifiques au procédé mentionnés précédemment, car certaines particularités du site ont une incidence directe sur le type de procédés convenant à l'élimination de l'ammoniac;
- Normes de rejet dans l'effluent (p. ex., teneur en azote ammoniacal total);
- Caractéristiques des eaux usées brutes;
- Présence d'un procédé de traitement et vérification des taux actuels de charge organique et de charge en ammoniac total, ainsi que de la capacité d'élimination;
- Configuration générale, conception, géométrie et capacité de la station d'épuration existante;
- L'amélioration du système de traitement existant dépend des possibilités de modernisation et d'expansion;
- Options et questions liées à l'élimination des boues;

- Coûts d'immobilisation et coûts de F&E que la municipalité est en mesure d'assumer (incluant les coûts des services publics et d'énergie).

Caractéristiques de l'influent

Caractérisation des eaux usées brutes

- La caractérisation des eaux usées brutes devrait inclure les paramètres suivants :
  - débits moyen et maximal, et pointe de temps de pluie;
  - teneurs en DCO, DBO_5, TSS, NTK, azote ammoniacal total et phosphore total, alcalinité, température (variations saisonnières), pH (à noter que d'autres paramètres de caractérisation devront être inclus pour les systèmes d'élimination biologique des nutriments).

Rapport $DBOc_5$/NTK

- Le rapport $DBOc_5$/NTK propre au site influe sur le procédé de nitrification. Ainsi, un rapport élevé est favorable aux organismes hétérotrophes responsables de l'élimination de la charge organique, lesquels croissent rapidement et risquent de monopoliser l'oxygène disponible. Lorsque la charge organique diminue, de même diminue la concurrence entre les organismes hétérotrophes et nitrifiants pour l'oxygène disponible, ce qui favorise en retour la croissance des organismes nitrifiants autotrophes et amorce le procédé de nitrification. Les concentrations minimales en DBO_5 et en DBO_5 soluble pour la nitrification tertiaire, dans les procédés à biomasse fixe, sont indiquées à l'annexe A.

Eaux usées industrielles

- Les changements fréquents et soudains de la charge de l'influent peuvent perturber les systèmes de nitrification. C'est le cas par exemple des rejets discontinus ou saisonniers d'effluents industriels ou de l'ajout périodique du lixiviat de décharge.
- Les effluents industriels rejetés dans les égouts municipaux peuvent représenter une fraction substantielle de la charge totale de l'influent acheminé à la station d'épuration. Les effluents industriels devraient donc eux aussi être caractérisés, afin d'en déterminer la charge organique (DCO et DBO_5) et la teneur en azote ammoniacal total. Qui plus est, les activités industrielles peuvent donner lieu au rejet de substances inhibitrices, comme certaines substances organiques et certains métaux, qui risquent de nuire à l'activité des bactéries nitrifiantes sensibles (chapitre 4 et section 7.2.3).
- Les charges industrielles peuvent avoir une incidence majeure sur les petites STEP.

Équilibrage des charges polluante et hydraulique

- Prévoir au besoin un mécanisme pour l'équilibrage des charges polluante et hydraulique maximales, incluant les matières en suspension recyclées, afin d'abaisser le taux de charge et réduire ainsi au minimum les surcharges et leurs effets.

Flux chargés d'ammoniac

- Si le surnageant du digesteur anaérobie est disponible, le flux recyclé chargé d'ammoniac peut être stocké et recirculé vers le procédé de nitrification, durant les périodes où la teneur en azote ammoniacal total de l'influent est faible; ceci favorisera une élimination uniforme de l'ammoniac.

Exigences relatives au rejet d'effluents

Teneur en azote ammoniacal total de l'effluent

- Les limites admissibles quant à la charge de contaminants dans l'effluent sont définies à partir des résultats d'études environnementales du plan d'eau récepteur, afin de déterminer s'il faut mettre en place un procédé de nitrification et, le cas échéant, préciser le degré de nitrification requis. Des normes provinciales ou nationales devraient aussi guider l'évaluation de la zone de mélange.

- Les limites admissibles dans l'effluent, relativement à la teneur en azote ammoniacal total et en azote total, sont établies en fonction d'une moyenne mensuelle, d'une quantité maximale quotidienne et d'une base saisonnière. Les normes de rejet dans l'effluent doivent tenir compte de la proportion d'azote ammoniacal total dans le bilan nutritif du plan d'eau récepteur et de la toxicité potentielle de ce composé. Le bilan nutritif peut avoir une incidence sur les sommes qui seront allouées à l'élimination des nutriments, s'il s'avère que les avantages susceptibles d'en résulter sont faibles, voire inexistants (WEF, 1998). Le niveau et le type d'amélioration qui conviennent à un endroit donné peuvent ensuite être évalués en fonction des normes de rejet.
- Les concentrations en azote ammoniacal total admissibles dans les rejets ont une incidence sur le taux de charge en azote ammoniacal, la capacité du système d'aération et le volume du réacteur biologique.

Procédés de traitement existants

Vérification des stations d'épuration existantes : élimination des goulots d'étranglement et optimisation des coûts d'immobilisation et de F&E

- Les améliorations classiques sont basées sur les capacités organique et/ou hydraulique prévues. La vérification d'une station d'épuration (section 6.3.2.1) au moyen d'équipement de surveillance en ligne permet d'évaluer et de déterminer la capacité maximale de la station et de cerner les goulots d'étranglement qui en réduisent la capacité (CTEU et XCG Consultants Ltd., 1992; CG&S et Hydromantis, Inc., 1996). La vérification de la STEP aide à déterminer les optimisations, les rénovations et les expansions rentables susceptibles de supprimer les goulots d'étranglement et d'accroître l'élimination de l'ammoniac, et les résultats obtenus peuvent se traduire par le report, ou même l'élimination, de certaines dépenses d'immobilisation (CTEU et XCG Consultants Ltd., 1992). Qui plus est, cette vérification peut entrainer des économies de coûts (immobilisations et F&E) nettement supérieures aux coûts de l'évaluation proprement dite.

Espace limité et ajouts de procédés modulaires

- Le peu d'espace disponible à la station existante ou aux lieux de traitement envisagés peut favoriser les procédés modulaires et compacts (faible superficie au sol), comme le réacteur séquentiel discontinu (RSD) ou le réacteur aéré à lit fixe immergé (FBA). Par contre, les étangs aérés et facultatifs ne seraient pas une option réalisable, là où le débit des eaux usées est élevé et l'espace limité.

Fonctionnement

Facteurs non liés à la conception qui limitent le rendement

- Limitation du rendement de la station d'épuration existante, imputable à des facteurs non liés à la conception, incluant la non-compréhension des aspects fondamentaux des procédés de traitement des eaux usées par les opérateurs, le manque de personnel, l'absence de soutien de la part des administrateurs responsables des installations (CTEU et XCG Consultants Ltd., 1992), une instrumentation en ligne déficiente, des paramètres de contrôle et une fréquence d'analyse déficients, ainsi qu'un nombre insuffisant et inadéquat de points et de méthodes d'échantillonnage.

Niveau de difficulté du F&E en regard de la taille de la municipalité

- Le niveau d'attention qui sera exigé de l'opérateur, la complexité du procédé et/ou les besoins élevés en matière de fonctionnement et de surveillance peuvent éliminer certaines technologies comme les réacteurs à lit fluidisé, pour les petites municipalités et les communautés éloignées où des technologies moins exigeantes sur le plan du fonctionnement et de la surveillance pourraient mieux convenir, comme les étangs aérés avec procédés de

nitrification tertiaire en aval (p. ex., lit bactérien, filtre à sable à recirculation et filtre à sable intermittent, marais artificiels et autres – voir le chapitre 5).

6.3 Sélection finale des améliorations

Les améliorations qui conviennent le mieux dans chaque cas dépendent des facteurs qui limitent la capacité de la STEP d'abaisser, d'une manière uniforme, la teneur en azote ammoniacal total. Comme nous l'avons vu à la section précédente, une évaluation initiale et le classement, par ordre de priorité, des divers facteurs propres au site et au procédé permettent de définir les diverses approches disponibles, puis d'en choisir quelques-unes parmi les meilleures. Il faudra habituellement faire appel à l'aide d'ingénieurs-conseils durant les diverses phases du projet devant mener à la sélection de la solution technique la plus appropriée puis à son installation ou à sa mise en place.

Les firmes d'ingénieurs-conseils de l'extérieur peuvent aider l'ingénieur municipal à définir les exigences particulières, à dresser d'abord une longue liste des solutions qui s'offrent, puis à établir une courte liste des solutions de remplacement les plus appropriées, en tenant compte des divers facteurs importants, propres au projet. La définition exacte des procédés de rechange est essentielle. Dans bien des cas, il faudra avoir recours à une évaluation environnementale par catégorie ou autre procédure similaire, ce qui nécessitera l'évaluation de nombreuses options possibles.

6.3.1 Étapes d'un projet majeur d'amélioration d'une station d'épuration

L'ingénieur municipal et les gestionnaires de la communauté auront à franchir et à coordonner, de concert avec le ou les experts-conseils retenus, différentes étapes durant la mise en oeuvre d'un vaste projet de construction ou de rénovation d'une station d'épuration des eaux usées, dont les suivantes :

1. Détermination des possibilités (c.-à-d. définition des exigences ou objectifs relatifs aux rejets d'effluents et établissement du calendrier d'exécution, en vue d'atteindre des normes de rejet plus rigoureuses);
2. Conception et mise en œuvre du projet, incluant la création d'un comité de gestion et de planification du projet;
3. Planification du projet et consultations publiques;
4. Définition du mandat de l'ingénieur-conseil durant les diverses phases du projet, préparation d'une demande de lettres d'intérêt ou de demandes de propositions, puis évaluation et choix d'un ou de plusieurs experts-conseils;
5. Études des plans d'eau récepteurs (p. ex., incluant une évaluation de leur capacité d'auto-épuration);
6. Détermination des normes de rejet dans l'effluent (c.-à-d. critères qualitatifs et quantitatifs de l'effluent et exigences de traitement correspondantes);
7. Analyse assistée par ordinateur, pour l'évaluation des procédés de traitement existants;
8. Vérification et évaluation des procédés de traitement en place;
9. Évaluations environnementales par catégorie, incluant des consultations publiques;
10. Évaluation d'une courte liste d'améliorations à apporter à la station existante ou de nouveaux procédés de traitement, incluant une évaluation des coûts du cycle de vie;
11. Essais en usine-pilote;
12. Étude de définition préliminaire et détermination de l'ordre de grandeur des coûts des améliorations;
13. Sélection d'une ou de plusieurs améliorations ou de nouveaux procédés de traitement;
14. Planification des installations et production de rapports;

15. Avant-projet sommaire et rapport;
16. Processus d'approbation du projet;
17. Avant-projet détaillé et spécifications;
18. Plans de financement;
19. Construction, et
20. Démarrage, mise en service et exploitation des nouvelles installations.

La phase de planification et de sélection du procédé, dans le cadre d'un projet de station d'épuration des eaux usées, est considérée complète à l'issue de la phase d'approbation du projet (c.-à-d. étape 16 qui précède – acceptation du plan des installations et/ou du rapport technique préliminaire). Par la suite, la mise en oeuvre des recommandations formulées durant la phase de planification doit commencer par la préparation d'un avant-projet détaillé (étape 17). Les exigences et activités particulières liées aux diverses étapes sont décrites plus en détail dans U.S. EPA (1992) et Great Lakes – Upper Mississippi River Board of State and Provincial Public Health and Environmental Managers (1997).

6.3.2 *Techniques pour faciliter le choix des options et procédés d'amélioration*

Avant de procéder à la revalorisation d'une STEP en vue d'en améliorer le rendement, il convient de procéder à une évaluation des procédés déjà en place. Diverses techniques et méthodes peuvent être utilisées pour ce faire, dont certaines sont décrites ci-après.

Tel qu'indiqué à la section 6.1.2, diverses techniques peuvent être utilisées pour accroître la capacité et le potentiel de traitement des stations existantes, entre autres l'agrandissement des installations ou, si cela est possible, le recours à des méthodes exigeant moins d'investissements, comme l'amélioration des procédures de F&E, des stratégies de contrôle des procédés ou des modifications physiques mineures.

Les projets d'amélioration type comportent les étapes suivantes (Daigger et Buttz, 1998) :
1. Analyse assistée par ordinateur;
2. Détermination des facteurs qui limitent le rendement;
3. Détermination des améliorations possibles;
4. Évaluation des améliorations;
5. Choix de l'amélioration, et
6. Mise en oeuvre.

6.3.2.1 Vérification des procédés

Afin d'évaluer le potentiel de maximisation de la capacité et du rendement des STEP existantes, Environnement Canada et le ministère de l'Environnement de l'Ontario préconisent, depuis le milieu des années 1980, l'adoption d'une démarche méthodique axée sur l'optimisation des stations, l'élimination des goulots d'étranglement et l'évaluation de la capacité. Cette démarche, connue sous le nom de vérification des procédés (Nolasco et Manoharan, 1999; WERF, 1999), consiste en une série d'analyses par ordinateur et d'analyses sur le terrain, qui ont pour but de déterminer la capacité ultime de la station ou son potentiel d'amélioration. Ces techniques sont décrites dans un guide exhaustif (*Guidance Manual for Sewage Treatment Plant Process Audits* par CG&S et Hydromantis, Inc., 1996), disponible auprès du ministère de l'Environnement de l'Ontario.

La vérification des procédés de traitement des eaux usées consiste en une évaluation du rendement d'une station à grande échelle, qui couvre les étapes 1 et 2 de la démarche d'amélioration décrite précédemment. La vérification des procédés s'est avérée utile pour aider à déterminer la capacité ultime d'une STEP existante et les possibilités en matière d'amélioration du rendement de traitement (p. ex., déterminer dans quelle mesure une STEP existante pourrait satisfaire à des exigences plus rigoureuses quant au maintien d'une nitrification uniforme toute l'année). Cette vérification peut aussi

aider à diagnostiquer les problèmes de conception et de régulation, ainsi qu'à cerner les goulots d'étranglement dans les chaînes de traitement liquide et solide susceptibles de réduire la capacité de la station.

À la lumière des conclusions de la vérification, des modifications peu coûteuses peuvent être définies en vue d'améliorer le rendement de la station (étape 3 qui précède). Il peut s'agir de l'optimisation des opérations, de la modernisation de l'équipement existant en vue d'obtenir un meilleur rendement ou de la mise en oeuvre de mesures de conservation de l'énergie. Parmi les avantages susceptibles de résulter de la vérification des procédés, mentionnons l'élimination d'expansions inutiles et coûteuses, la capacité de satisfaire à des normes de qualité plus rigoureuses relativement aux rejets d'effluents et la diminution des frais d'exploitation (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996). Les résultats de la vérification peuvent aussi servir de preuves pour justifier la nécessité de procéder à des modifications majeures et préciser les améliorations qui conviennent, qu'il s'agisse de l'expansion de la station ou de l'installation de nouveaux procédés de remplacement (CTEU et Process Applications Inc., 1996).

6.3.2.1.1 Techniques de vérification des procédés

Voici une liste des technologies types pour la vérification des procédés (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996) :

- examen des données chronologiques;
- surveillance en ligne en temps réel des principaux paramètres de traitement;
- surveillance en différé pour la caractérisation des flux à traiter;
- mesures sur le terrain, par exemple mesure de l'efficacité d'aération et du taux de transfert d'oxygène;
- essais sous contrainte ayant pour but d'évaluer le rendement du procédé à charge maximale;
- essais avec traceurs pour déterminer les schémas hydrauliques et les facteurs qui perturbent le fonctionnement;
- analyse hydraulique par mesurage et modélisation;
- processus dynamique et modélisation et simulation de la station, et
- analyse générale des procédés incluant l'examen du déroulement global (p. ex., analyse des données opérationnelles, stratégies de surveillance et de contrôle, etc.).

La figure 6.2 propose un modèle de diagramme illustrant les diverses étapes d'un projet d'optimisation faisant appel aux diverses techniques de vérification (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996). L'ampleur de chaque projet variera en fonction des exigences et du budget propres à chaque cas, un aspect dont il faudra tenir compte dans la sélection des tâches et des techniques de vérification. Les diverses tâches du projet sont habituellement échelonnées de manière à permettre l'examen progressif de la station.

Les paragraphes qui suivent décrivent brièvement quelques-uns des principales méthodes de vérification (c.-à-d. surveillance en ligne, analyses hydrauliques, essais sous contrainte et mesure de l'efficacité du transfert d'oxygène) (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996; Daigger et Buttz, 1998; Nolasco et Manoharan, 1999), lesquelles peuvent toutes être appliquées à l'évaluation de la capacité de nitrification d'une STEP existante.

6.3.2.1.2 Surveillance en ligne

La surveillance en ligne consiste à installer des instruments sur le terrain et à les relier à un ordinateur pour recueillir et enregistrer des données « en temps réel ». La surveillance en ligne est un volet clé de la vérification des procédés, qui renseigne sur le comportement dynamique des procédés de traitement dans les conditions normales de fonctionnement et qui peut être combiné à d'autres volets de la

vérification des procédés (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996).

Voici quelques-uns des objectifs de la surveillance en ligne, menée dans le cadre de la vérification des procédés :

- préciser les réponses en temps réel, par un affichage instantané de données;
- déterminer les liens de causalité à l'intérieur de la station d'épuration;
- instaurer un système pour le stockage et l'analyse statistique des données, et
- fournir des données à l'appui des autres techniques de vérification ou de modélisation des procédés.

6.3.2.1.3 Analyses hydrauliques

La capacité hydraulique d'une station et la répartition du débit sont d'importants facteurs qui ont une incidence sur la capacité, ainsi que sur le rendement et le contrôle des opérations. La mesure et la simulation des paramètres hydrauliques de la station s'avèrent de précieux outils pour déceler les principaux goulots d'étranglement et ils peuvent servir à optimiser et à améliorer le rendement des procédés – souvent à un coût relativement bas.

Les essais et les analyses hydrauliques doivent être menés selon une démarche progressive, incluant les étapes suivantes :

- vérification des dessins techniques détaillés;
- relevé sur le terrain visant à déterminer les niveaux et les repères;
- définition des caractéristiques hydrauliques, y compris des éléments et des équations ayant servi à leur définition, et
- étalonnage du modèle hydraulique aux débits connus, souvent à partir des données recueillies en ligne, et modélisation ou simulation de l'écoulement requis.

La modélisation hydraulique peut servir à :

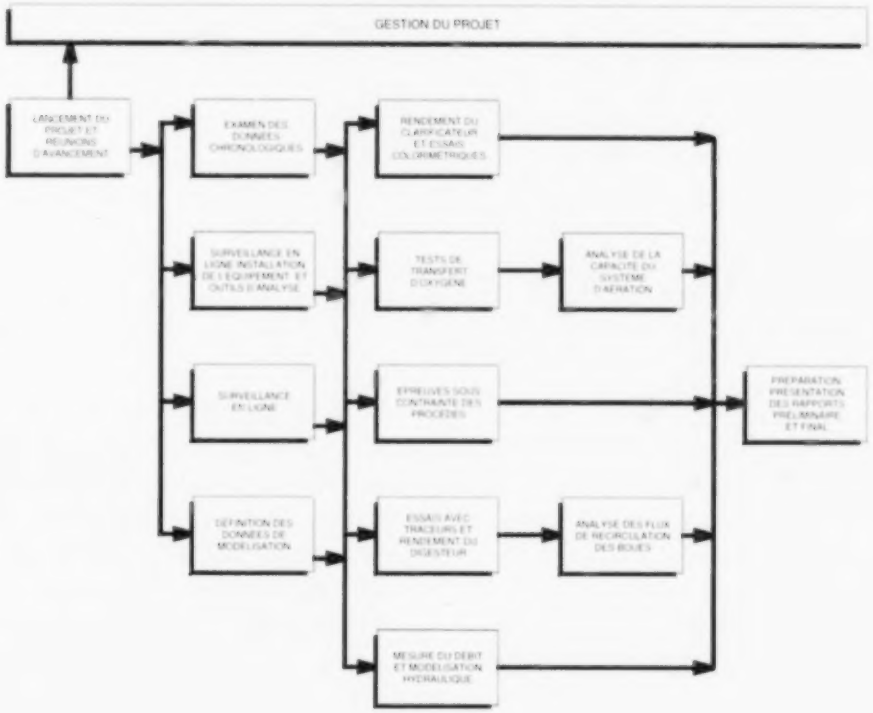
- déterminer la capacité hydraulique de l'installation en place;
- définir les goulots d'étranglement hydrauliques et les facteurs qui limitent la capacité et examiner diverses stratégies susceptibles d'atténuer ces contraintes;
- déterminer les déséquilibres de débit et examiner diverses méthodes pour améliorer la répartition du débit entre les unités de traitement parallèles, et
- déterminer le gradient de vitesse et le gradient énergétique, ainsi que les meilleurs endroits pour ajout des produits chimiques.

6.3.2.1.4 Essai sous contrainte

Les essais sous contrainte des diverses unités peuvent servir à déterminer les effets que produirait, à grande échelle, une augmentation des charges hydraulique, organique et solide, ainsi qu'à démontrer les possibilités qui s'offrent quant à l'élimination des goulots d'étranglement et à l'augmentation de la capacité. Les essais sous contrainte, normalement réalisés au moyen d'instruments de surveillance en direct, ont pour but d'augmenter les taux de charge au-delà des conditions normales d'exploitation. La réaction du procédé aux fluctuations du taux de charge est quantifiée et les résultats sont exprimés en fonction des conditions de charge par rapport aux caractéristiques de rendement qui y correspondent. Les essais sous contrainte fournissent une mesure quantitative de l'effet de l'augmentation des taux de charge sur le rendement, qui permet ensuite de déterminer la capacité réelle du procédé.

Les essais sous contrainte peuvent être réalisés sur des unités parallèles, lorsqu'une ou plusieurs unités peuvent être temporairement mises hors service ou qu'il est possible d'en réduire la charge. Ces essais peuvent toutefois donner lieu à la production d'un effluent de moindre qualité et le personnel de la station et celui affecté au projet doivent être bien

Figure 6.2 Diagramme des tâches pour la gestion d'un programme de vérification et d'optimisation des procédés d'une STEP



informés de ce fait, de même que l'organisme de réglementation, s'il y a lieu.

Durant les essais sous contrainte, il faudrait intensifier la surveillance en ligne et en différé des procédés, afin d'obtenir une description et une caractérisation complètes du rendement. Durant de tels essais, toutefois, il est habituellement impossible d'évaluer toutes les conditions susceptibles de se produire dans une installation — par exemple, les variations dans la décantabilité des boues. Aussi faut-il tenir compte des risques, afin de s'assurer que les résultats puissent être extrapolés à d'autres conditions susceptibles de se produire. La modélisation des conditions qui peuvent survenir peut aussi servir à évaluer les nombreux scénarios de fonctionnement qui ne peuvent pas être reproduits durant les essais sous contrainte, à court terme et même à long terme.

6.3.2.1.5 Mesures du transfert d'oxygène

Le taux de transfert d'oxygène est un paramètre clé dans l'estimation de la capacité aérobie maximale de la station en vue de l'élimination des matières organiques et de la nitrification. Le taux et l'efficacité de transfert de l'oxygène peuvent varier sensiblement d'une station à une autre, en fonction des conditions propres au site (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996). La mesure du transfert d'oxygène est un paramètre déterminant de la vérification du rendement d'une station, en particulier lorsque la STEP est tenue d'accroître l'élimination de l'ammoniac. Des données plus précises sur la capacité d'oxygénation peuvent aussi permettre d'augmenter l'efficacité énergétique, par l'amélioration du système d'aération ou le contrôle de la teneur en OD.

Des protocoles d'analyse des « eaux sales » et des « eaux propres » ont été établis pour mesurer

l'efficacité de transfert de l'oxygène dans les systèmes d'aération (U.S. EPA, 1989a; CG&S et Hydromantis, Inc., 1996; Daigger et Buttz, 1998). Parmi les techniques utilisées, mentionnons la méthode des bilans gazeux et de l'ajout de peroxyde d'hydrogène pour déterminer le taux de transfert d'oxygène en fonction de l'apport énergétique ou du débit d'aération par diffusion d'air. Ces deux méthodes ont été largement utilisées pour évaluer les économies d'énergie qui pourraient être réalisées par le contrôle en direct du taux d'OD, puis pour l'analyse de la capacité.

L'analyse de la capacité d'aération peut aussi aider à déterminer les possibilités qui s'offrent d'accroître la capacité de la station sans procéder à d'importants travaux de construction (p. ex., expansion du bassin d'aération). Ceci peut se faire, par exemple, par l'amélioration du système d'aération existant (p. ex., modernisation des aérateurs) et/ou la réduction de la charge de l'influent (en améliorant le traitement primaire pour une meilleure nitrification).

Quel que soit le système d'aération utilisé, il ne faut pas oublier que le transfert réel d'oxygène peut varier sensiblement d'une installation à une autre. Certains systèmes d'aération de surface offrent une efficacité de transfert raisonnable et peuvent être utilisés pour la nitrification. Il convient cependant de faire une évaluation et une analyse coûts-avantages pour chaque cas, avant d'opter pour un système d'aération à pores fins, lequel est devenu une solution populaire depuis quelque temps.

6.3.2.1.6 Exemple de la vérification et de l'évaluation des procédés dans une STEP

L'évaluation exhaustive qui a été faite à la STEP de Little River, dans la ville de Windsor, offre un bon exemple de la méthode de vérification des procédés; un certain nombre de techniques ont été utilisées pour déterminer la capacité réelle de la station et voir comment y assurer une nitrification durant toute l'année pour se conformer aux normes de rejet plus rigoureuses. Le chapitre 9 propose une étude de cas détaillée, celle de la STEP de Little River, en précisant les techniques de vérification des procédés et d'optimisation qui y ont été utilisées et les principaux résultats qui découlent de cette évaluation.

6.3.2.1.7 Sources d'information

Le guide sur la vérification des procédés des STEP (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996) décrit en détail les techniques et les méthodes utilisées à cette fin. On y trouve des conseils sur le mise en œuvre du projet, les ressources nécessaires et le budget global, avec des études de cas illustrant des applications en conditions réelles, des modèles de calcul et des fiches techniques. Cette référence utile vise à aider les responsables de l'évaluation, de l'optimisation et de l'amélioration des stations d'épuration, en insistant plus particulièrement sur les stations qui utilisent des procédés aux boues activées – classiques ou modifiés. L'utilisation de ce guide requiert cependant des connaissances théoriques et pratiques sur le traitement des eaux usées.

La vérification des procédés peut aider à déterminer la capacité réelle de la station car elle porte sur les installations physiques, ainsi qu'à tester diverses stratégies de contrôle des procédés. En général, toutefois, cette étape ne tient pas compte des questions liées au F&E, ni à la gestion de la station. Aussi les résultats de ces vérifications devraient-ils être examinés conjointement à d'autres paramètres, pour évaluer ces derniers paramètres influant sur la capacité de la station. Le guide sur la vérification des procédés des stations d'épuration (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996) est donc considéré comme un document complémentaire au manuel « *The Ontario Composite Correction Program Manual for Optimization of Sewage Treatment Plants* » (CTEU et Process Applications Inc., 1996) inspiré du guide publié par la U.S. EPA « *Retrofitting POTWs* » (U.S. EPA, 1989a). Le chapitre 7 traite plus en détail du *Composite*

Correction Program (CCP) (programme correctif intégré) et de l'optimisation des procédés.

6.3.2.2 Essais préliminaires et études en usine-pilote

La caractérisation chimique et les études de traitabilité sont souvent nécessaires pour évaluer les procédés de traitement et les stratégies opérationnelles envisagées en regard d'une application donnée. Les études-pilotes sont également recommandées pour vérifier le rendement potentiel de systèmes nouveaux ou brevetés (WEF et ASCE, 1992).

Le taux de croissance maximal spécifique des bactéries nitrifiantes varie considérablement, selon le système et les eaux usées traitées, ce qui risque en retour d'influer sensiblement sur la conception du système (WEF, 1998). Ces variations sont souvent reliées aux eaux usées industrielles qui s'ajoutent aux eaux usées municipales brutes, puisqu'un apport industriel supplémentaire risque d'accroître le niveau d'inhibition qui s'exerce sur les micro-organismes nitrifiants sensibles.

6.3.2.2.1 Caractérisation des eaux usées

L'évaluation initiale des eaux usées susceptibles d'être soumises à un procédé biologique de nitrification, en particulier lorsqu'il y a un apport relativement élevé d'effluents industriels potentiellement toxiques, devrait inclure les paramètres suivants (valeurs moyennes et fourchettes normales) :

- débit;
- DCO totale et soluble;
- DBOc;
- TSS et MVS;
- NTK;
- azote ammoniacal total;
- phosphore total;
- pH;
- alcalinité, et
- température.

Il faut également mesurer les caractéristiques des flux recyclés qui s'ajoutent à l'influent soumis au traitement biologique.

6.3.2.2.2 Essais de traitabilité et d'activité biologique

Les essais de biotraitabilité, réalisés à partir d'échantillons représentatifs des eaux usées, peuvent fournir de précieux renseignements sur tout effet inhibiteur sur la nitrification. Les résultats obtenus peuvent ensuite servir à produire des données cinétiques, dont on tiendra compte pour :

- la conception des nouvelles installations de traitement biologique;
- la conception des procédés complémentaires aux installations existantes, ou
- l'optimisation des conditions de traitement existantes.

Les méthodes d'essai et les résultats sont utilisés principalement pour les systèmes à biomasse en suspension, bien que des configurations pour des systèmes à biomasse fixe soient aussi possibles.

Les essais de biotraitabilité et du taux de nitrification peuvent porter sur :

- des systèmes de nitrification en discontinu;
- des systèmes à alimentation discontinue, selon le mode remplissage/vidange, ou
- des réacteurs à écoulement continu.

Des essais de traitabilité discontinus relativement simples, réalisés en laboratoire en milieu aérobie, peuvent être utilisés pour analyser des échantillons d'eaux usées dans des conditions contrôlées, en vue de déterminer la cinétique de nitrification. Le taux de nitrification est alors calculé à partir du taux de production d'azote oxydé (c.-à-d. nitrates et nitrites) et/ou d'appauvrissement en ammonium. Randall

et al. (1992) décrivent plus en détail ces méthodes d'analyse.

Il faut également tenir compte de l'effet de l'acclimatation microbienne aux substances et conditions inhibitrices sur la cinétique du procédé (WEF, 1990; WERF, 1999). Ainsi, si la biomasse utilisée pour les essais en discontinu n'est pas acclimatée aux eaux usées à traiter, il est possible que les résultats sous-estiment la traitabilité de ces eaux. Il est donc préférable d'alimenter le réacteur discontinu avec des boues acclimatées provenant d'un procédé de nitrification à grande échelle ou d'un traitement en usine-pilote effectué sur les eaux usées réelles.

Les systèmes à alimentation discontinue ou continue peuvent aussi donner lieu à une acclimatation des boues biologiques aux substances chimiques inhibitrices et aux conditions de stress. Ce type d'analyse, plus représentatif, peut fournir des données sur le taux de nitrification à l'état stationnaire. Par contre, la durée des analyses, de même que les coûts de l'équipement et des analyses, seront nettement plus élevés.

Enfin, les essais sur le terrain en usine-pilote peuvent véritablement simuler les conditions réelles, notamment par le traitement d'eaux usées affichant une variabilité plus réaliste. Il est donc souhaitable de préciser la cinétique de nitrification dans le cadre d'essais en usine-pilote, afin de déterminer si les eaux usées traitées risquent d'inhiber le taux de nitrification et si le coefficient de sécurité nominal prévu du procédé de nitrification sera atteint (Randall *et al.*, 1992).

Des respiromètres à volume élevé se sont avérés utiles pour déterminer la biotraitabilité des eaux usées, y compris pour évaluer l'impact de certains effluents industriels sur les procédés biologiques de nitrification (Schwing, 1999). Les résultats de ces essais de traitabilité des eaux usées peuvent ensuite servir à formuler des stratégies pour le prétraitement des effluents industriels.

6.3.2.2.3 Essais en usine-pilote

Les essais en usine-pilote sont particulièrement utiles pour l'évaluation et la démonstration de procédés de traitement nouveaux, novateurs ou de configuration unique, et aussi dans les cas où une grande incertitude existe quant à l'activité de nitrification et au T_c approprié (p. ex., applications à des températures très froides ou lorsque l'apport d'effluents industriels dans les eaux usées municipales est élevé ou toxique). Les données sur une application particulière, qui sont obtenues lors de ces essais en usine-pilote, peuvent ensuite servir à déterminer les paramètres de conception qui conviendront au procédé à grande échelle, y compris les coefficients de sécurité qui tiendront compte des effets des substances chimiques inhibitrices dans les eaux usées ou des conditions de fonctionnement extrêmes qui y sont prévues.

Les essais en usine-pilote portant sur l'évaluation d'un ou de plusieurs procédés sont utiles pour déterminer et démontrer :

- le rendement épuratoire potentiel;
- le rendement hydraulique;
- la stabilité opérationnelle;
- la polyvalence du procédé;
- les exigences opérationnelles;
- les paramètres de conception, et
- les particularités économiques du procédé.

Randall *et al.* (1992) décrivent les raisons en faveur des essais en usine-pilote, notamment pour les procédés biologiques d'élimination des nutriments qui peuvent comporter des configurations et des stratégies de contrôle relativement complexes. Parmi les objectifs connexes, mentionnons les suivants :

- détermination des caractéristiques de rendement et de la faisabilité d'un procédé biologique particulier;

- comparaison de divers procédés biologiques d'élimination des nutriments, en vue de déterminer le procédé le plus fiable et le plus rentable pour une application à grande échelle;
- observer le rendement à long terme en fonction des caractéristiques et de la variabilité des eaux usées;
- recueillir les données nécessaires pour déterminer les conceptions optimales et rentables, et
- déterminer les coefficients de sécurité en regard de configurations précises.

Les essais sur le terrain en usine-pilote procurent en outre au personnel de la station d'épuration une expérience utile dans l'application de divers procédés.

Durant la planification des essais en usine-pilote, il faudrait envisager la possibilité de mener des évaluations en parallèle de différents procédés appliqués au traitement d'un effluent commun, afin de constituer une base de comparaison utile. Parmi les autres facteurs importants à considérer durant la planification d'un essai en usine-pilote, mentionnons :

- la conception et la configuration des procédés;
- le niveau de surveillance et de contrôle en ligne des procédés;
- la charge et les conditions de fonctionnement à évaluer, et
- l'analyse de sensibilité pour les paramètres de traitement essentiels.

Les essais en usine-pilote doivent reproduire fidèlement la configuration réelle du procédé à grande échelle et être suffisamment exhaustifs pour fournir des données significatives qui faciliteront la mise à l'échelle des résultats. Ils doivent aussi générer un volume suffisant d'effluents traités pour la caractérisation biologique, notamment pour les essais biologiques visant à déterminer leur toxicité pour les organismes aquatiques. Des échantillons de boues acclimatées peuvent être utilisés comme inoculum de la biomasse pour les essais de nitrification en discontinu.

Les plans d'expérience des études en usine-pilote prévoient habituellement des programmes d'échantillonnage et d'analyse chimique exhaustifs, car il faut souvent procéder à des échantillonnages et à des analyses répétés pour assurer la reproductibilité et la fiabilité des données obtenues. L'instrumentation permettant la surveillance et l'analyse chimique en ligne peut être utile à cette fin.

Il est par ailleurs un facteur important dont il faut tenir compte pour déterminer la durée des essais en usine-pilote; l'atteinte de l'état stationnaire durant chaque phase expérimentale définie (c.-à-d. série de conditions de traitement définies) peut souvent être longue et il faut habituellement prévoir une période minimale qui correspond à deux à trois fois le T_c du procédé, ce qui peut être long pour un système de nitrification. De plus, les essais en usine-pilote sont parfois menés sur une période d'au moins un an, pour étudier les effets saisonniers sur le rendement du procédé.

Dans certains cas, il est utile de procéder à des essais sur le terrain en usine-pilote, parallèlement à l'exploitation d'une station de traitement secondaire à grande échelle déjà en place, pour évaluer les améliorations possibles, par exemple en matière d'optimisation. Parmi les avantages qu'il y a à évaluer les modifications dans le cadre d'essais en usine-pilote plutôt qu'en installation à grande échelle, mentionnons les suivants :

- facilité relative de modifier les conditions de traitement;
- coûts moindres;
- risque moindre associé aux essais sous contrainte;
- possibilité de comparer différents types de procédés et de conditions de fonctionnement;
- facilité de contrôler les conditions de traitement, et

- mesures plus précises de la cinétique des procédés et du taux de croissance, grâce à un meilleur contrôle.

Les coûts des essais en usine-pilote peuvent être considérables et ils sont très spécifiques du cas, variant en fonction du type, du nombre et des dimensions des procédés à évaluer, ainsi que du lieu et de la durée des essais prévus. Ceci inclut les coûts liés à la fabrication ou à la location de l'usine-pilote ainsi qu'à son transport au lieu d'essai; il faut également prévoir les dispositifs nécessaires pour le raccordement du flux d'influent et des services publics, ainsi que les frais de main-d'œuvre durant les différentes phases du projet (planification, supervision, F&E quotidien, surveillance, échantillonnage et analyse chimique).

6.3.2.2.4 Étapes du programme d'essais en usine-pilote

La liste qui suit énumère les principales phases d'un programme d'essais en usine-pilote :

- définition du problème;
- définition des essais en usine-pilote et des objectifs de la démonstration;
- choix de l'ingénieur-conseil qui sera chargé de la coordination des essais en usine-pilote;
- détermination et sélection des procédés de remplacement à évaluer;
- conception et fabrication de la ou des usines-pilotes, ou location auprès d'un fournisseur;
- acquisition du matériel, des instruments, de l'équipement et des fournitures nécessaires;
- raccordement des services publics et de la conduite d'influent;
- définition de plans d'expérience précis, incluant les calendriers d'échantillonnage et les paramètres à surveiller;
- élaboration des stratégies, des plans et des calendriers de F&E;
- démarrage, exploitation et surveillance d'une ou de plusieurs usines-pilotes;
- échantillonnage et analyse chimique;
- collecte, compilation et analyse des données expérimentales;
- évaluation du rendement;
- présentation des résultats et formulation de recommandations, et
- gestion globale du projet.

Le cadre de référence devant guider le choix de l'ingénieur-conseil chargé de gérer un programme d'essais en usine-pilote se compare au mandat d'une firme d'experts-conseils embauchée pour la réalisation d'une station d'épuration grandeur réelle. L'ingénieur retenu pour le programme d'essais devra avoir une expérience pertinente et de solides compétences dans l'étude de procédés, y compris une connaissance exhaustive des aspects fondamentaux des procédés de traitement. Une expérience en recherche et développement serait un atout et pourrait être incluse dans les critères de sélection.

6.3.2.2.5 Exemples d'essais en usine-pilote

Une vaste étude en usine-pilote, menée à la STEP de West Windsor (Ville de Windsor, 1992, 1996), illustre un programme d'essais exhaustif qui avait pour but d'évaluer divers procédés de nitrification en vue de leur application potentielle à grande échelle. Un des objectifs de rendement était d'atteindre une concentration en azote ammoniacal total dans l'effluent inférieure à 3 mg/L.

Un certain nombre de procédés novateurs ont été examinés et évalués dans une grande usine-pilote située sur le site de la station d'épuration existante, d'une capacité de 159 MLD (35 MIGD) et utilisant un traitement primaire avec traitement chimique complémentaire. Parmi les systèmes de nitrification

évalués, mentionnons le filtre biologique aéré, la combinaison lit bactérien/bassin de contact, le CBR et le procédé aux boues activées modifié – le procédé classique aux boues activées servant de témoin. Dans le premier cas (FBA), trois différents procédés de traitement ont été évalués; divers taux de charge et températures de l'influent ont aussi été examinés. Ces essais se sont poursuivis sur une période d'un an et, à la lumière des résultats obtenus, des plans et des estimations de coûts ont été établis pour les procédés correspondants, à grande échelle (Ville de Windsor, 1996).

Même si les coûts des études en usine-pilote sont parfois élevés, les avantages qui en découlent peuvent compenser pour ces coûts. Ce fut notamment le cas à la STEP de West Windsor, où les essais de longue durée en usine-pilote ont coûté environ 500 000 $, un coût que le client a néanmoins jugé pleinement justifié, car les améliorations novatrices recommandées à l'issue des essais ont permis de réaliser des économies substantielles par rapport aux coûts qu'aurait occasionnés une approche plus traditionnelle.

Un autre exemple d'essais en usine-pilote est celui du procédé biologique d'élimination des nutriments, mis au point pour la STEP de Lethbridge, en Alberta (Nolasco *et al.*, 1998). En raison de la complexité du procédé biologique en question, des techniques de modélisation et de simulation ont été combinées aux essais en usine-pilote. Ces essais se sont poursuivis pendant environ un an, en utilisant un système automatique d'acquisition de données en ligne pour surveiller de nombreux paramètres, notamment le débit et le taux d'OD, de MESLM, d'azote ammoniacal total, d'azote des nitrates et d'orthophosphate. La modélisation informatique a été utilisée comme outil expérimental d'optimisation et de conception des procédés. Des essais de ce genre doivent être planifiés avec soin, pour s'assurer que les données générées par les essais sont représentatives et utiles aux fins de l'étalonnage du modèle (U.S. EPA, 1993).

6.3.3 Choix de l'ingénieur-conseil

Tel qu'indiqué à la section 6.3.1, il faut parfois avoir recours aux services d'ingénieurs-conseils spécialisés durant les diverses étapes d'un projet de station d'épuration, les besoins variant en fonction de l'ampleur et de la portée du projet d'amélioration d'une STEP existante ou de construction d'une nouvelle installation.

La participation des ingénieurs-conseils à un important projet de station d'épuration commence habituellement durant la phase de planification (c.-à-d. étapes 3 à 15 de la section 6.3.1). Le rôle de l'expert-conseil dans la planification de projet est de faciliter le travail du comité de gestion et de planification; ce dernier groupe est formé au moment du lancement du projet et a la responsabilité ultime des décisions vitales concernant le projet. Les divers rôles et responsabilités du comité de gestion et de planification du projet sont décrits plus en détail dans U.S. EPA (1992).

Cependant, ce ne sont pas tous les projets de station d'épuration qui requièrent la participation d'experts-conseils dès l'étape de la planification. Parmi les facteurs justifiant la présence d'un expert-conseil durant cette étape, mentionnons les suivants (U.S. EPA, 1992) :

- ampleur du projet, les projets plus gros étant plus susceptibles de nécessiter le concours d'experts-conseils de l'extérieur;
- complexité du projet;
- présence de spécialistes bénévoles, au sein du comité de planification;
- compétences techniques des membres du comité de planification et de gestion déjà en place dans la communauté, et
- budget du projet.

Le recours à un expert-conseil de l'extérieur durant la phase de planification élimine toute responsabilité potentielle reliée au rendement du plan recommandé et de la conception subséquente du système.

Après la phase de planification, la phase officielle de conception technique est généralement confiée à des experts-conseils et des entrepreneurs rémunérés, compte tenu des compétences que requiert la préparation des plans techniques, des devis et des documents juridiques nécessaires pour obtenir l'approbation réglementaire, lesquels doivent aussi servir de devis de construction. Le processus de recherche et de sélection d'experts-conseils pour cette phase est similaire à celui utilisé durant la phase de planification et est décrit plus en détail dans les paragraphes qui suivent.

6.3.3.1 Demande de propositions

Tel qu'indiqué à l'étape 4 de la section 6.3.1, la recherche et le choix des experts-conseils pour les diverses phases d'un projet, par les gestionnaires du projet, comportent habituellement :

- la demande de lettres d'intérêt et d'énoncés de qualités;
- la définition du cadre de référence des travaux de consultation, et
- la demande de propositions.

Une demande de propositions commence habituellement par un bref énoncé du problème particulier, ainsi que des objectifs et des exigences du travail qu'aura à effectuer la firme d'experts-conseils retenue. On y définit également le mandat des divers participants au projet, y compris de l'expert-conseil, et des liens qu'auront à entretenir les participants entre eux. Le calendrier et le budget (facultatif) du projet, de même que les compétences exigées des experts-conseils, devraient aussi être inclus. Dans certains cas, des lignes directrices sur la préparation et la présentation de propositions, y compris son format et son contenu, de même que les critères d'évaluation et de sélection de la proposition, seront précisés. Le reste de la demande de proposition devrait contenir une description des autres volets de la présentation, par exemple des renseignements sur les assurances, les responsabilités et les exigences contractuelles. Le formulaire de la demande de propositions, comprenant les clauses concernant les assurances, la responsabilité et autres aspects juridiques, devrait être examiné par le service du contentieux de la municipalité, avant la publication de la demande de propositions (U.S. EPA, 1992).

La demande de propositions doit aussi préciser les renseignements que les candidats devront inclure dans leurs propositions, notamment les suivants :

- description du problème;
- compréhension des exigences du projet;
- démarche proposée par le candidat pour résoudre le problème;
- énoncé de travail et aperçu détaillé des services qui seront fournis;
- calendrier des travaux;
- expérience documentée de la firme d'experts-conseils dans l'exécution de projets similaires, dont une liste de références;
- personnel proposé pour le projet, avec curriculum vitae;
- affectation du personnel durant le projet;
- categories d'employés techniques et administratifs affectés au projet et estimations de la durée de travail et des honoraires de chacun, et
- honoraires ou barème d'honoraires proposés (facultatif).

Un rapport final faisant état des conclusions et des recommandations constituera sans doute le principal produit livrable exigé durant la phase de planification.

Dans le cas des travaux liés à la phase de conception détaillée du projet, la demande de propositions et les propositions formulées en réponse devront être plus précises (U.S. EPA, 1992). Les autres exigences non techniques, comme les indemnités, l'assurance-responsabilité et les cautionnements, devraient être définies conjointement avec le conseiller juridique de la communauté.

6.3.3.2 Examen des propositions, entrevues et sélection

Les propositions reçues devront être examinées et évaluées avec soin, en vue d'établir une courte liste des firmes qui seront convoquées pour une entrevue. Le sous-comité de sélection peut, s'il le veut, mener des entrevues individuelles avec les candidats, ces entrevues devant être planifiées avec soin pour faciliter le choix de la meilleure proposition parmi toutes. Les entrevues commencent habituellement par une brève présentation officielle, par les candidats, suivie d'une période de questions par le sous-comité de sélection. L'expert-conseil sera choisi à la lumière des renseignements fournis sur la proposition et durant l'entrevue.

L'établissement du coût des services d'expert-conseil peut se faire de diverses façons; le coût doit parfois être inclus dans la proposition ou faire l'objet d'une proposition simultanée distincte (p. ex., une « proposition de prix »). Ce volet doit comprendre le coût total, ainsi qu'une ventilation détaillée des coûts, y compris les heures-personnes prévues. Le prix peut aussi être négocié après la sélection de l'expert-conseil, sur la base de critères techniques.

Il convient de souligner que le processus de sélection d'un expert-conseil peut s'avérer difficile pour une petite communauté, qui n'a peut-être pas d'expérience dans l'attribution de contrats de services professionnels. Il est important notamment de définir avec soin les tâches de l'expert-conseil, afin que toutes les propositions puissent être évaluées sur une base commune. Le sous-comité de sélection peut avoir de la difficulté à déterminer les entreprises qui possèdent la plus vaste expérience pertinente des technologies qui sauront répondre aux besoins de la communauté. Enfin, si le projet bénéficie de subventions ou de prêts gouvernementaux, des règles et des lignes directrices strictes devront être respectées. On trouvera plus de précisions sur les divers aspects de la recherche, l'évaluation et la sélection d'un expert-conseil dans U.S. EPA (1992).

Chapitre 7
Optimisation, diagnostic de pannes et formation des opérateurs

Chapitre 7
Optimisation, diagnostic de pannes et formation des opérateurs

Ce chapitre présente un aperçu de l'optimisation des procédés, cette méthode étant proposée comme solution à faible coût pour améliorer les STEP en vue d'y assurer une nitrification régulière durant toute l'année. On y traite notamment de l'importance d'un bon protocole de F&E pour améliorer le rendement, ainsi que des méthodes de diagnostic de pannes applicables aux procédés de nitrification.

Il existe généralement trois moyens d'augmenter la capacité de traitement d'une station d'épuration sans en agrandir les installations ni y ajouter d'unités de traitement — il s'agit de la suppression des goulets d'étranglement, de l'augmentation de la capacité nominale et de l'optimisation des procédés (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996; WERF, 1999). Par définition, les coûts associés à ces trois solutions sont faibles lorsqu'on les compare à ceux qu'exigeraient les solutions plus classiques et plus conservatrices prévoyant l'agrandissement des installations ou la construction de nouvelles installations.

Ces trois possibilités (élimination des goulets d'étranglement, augmentation de la capacité nominale et optimisation des procédés) existent du fait que les stations ont généralement été conçues en fonction d'un régime d'équilibre trop prudent ou à cause de lacunes dans la conception ou le fonctionnement (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996; WERF, 1999), lesquelles lacunes offrent parfois une grande marge de manœuvre pour ce qui est d'améliorer le rendement épuratoire des stations existantes.

Cependant, au moment d'évaluer les possibilités d'optimisation qui s'offrent dans une station particulière, il ne faut pas oublier que l'optimisation peut, dans certains cas, ne pas suffire et que l'on devra aussi procéder à une expansion. De plus, l'exploitation des stations à une capacité supérieure à la capacité nominale prévue nécessitera l'affectation d'effectifs supplémentaires, ainsi qu'une formation professionnelle plus exhaustive (Nolasco et Manoharan, 1999).

7.1 Optimization

7.1.1 Contexte

Une grande variété de moyens peuvent être utilisés pour optimiser le rendement des STEP existantes. L'optimisation peut se faire par l'élaboration de stratégies opérationnelles améliorées, l'ajustement des modes et des conditions d'exploitation, l'utilisation de systèmes de surveillance et de contrôle en ligne, ou encore l'apport de modifications peu coûteuses aux procédés et au matériel en vue d'en accroître la capacité ou d'en améliorer le rendement (Daigger *et al.*, 1992; CTEU et XCG Consultants Ltd., 1992; CG&S et Hydromantis, Inc., 1996; Daigger et Buttz, 1998). Des économies appréciables ont pu être réalisées grâce à l'optimisation des procédés ou à l'application de mesures novatrices (p. ex., CTEU et XCG Consultants Ltd., 1992; CTEU et VPISU, 1994; Nolasco et Manoharan, 1999).

En ce qui a trait à la nitrification, les mesures d'optimisation visent principalement à maximiser le taux de nitrification et à accroître la stabilité et la fiabilité des procédés (WERF, 1999). La modélisation et la simulation des procédés de

traitement peuvent aussi s'avérer fort utiles pour déterminer les solutions d'optimisation qui s'offrent et les stratégies opérationnelles appropriées et prévoir le rendement de traitement. Cette dernière constatation vaut tout particulièrement pour les procédés biologiques complexes d'élimination des nutriments. Le chapitre 8 traite plus en détail des outils de modélisation et de simulation.

7.1.2 Démarche

Avant d'entreprendre un projet d'évaluation et d'optimisation des procédés dans une station à grande échelle, il importe de définir clairement les objectifs et la portée du projet et la démarche qui sera suivie. En général, toutes les parties concernées devraient participer à cette étape, y compris le propriétaire ou exploitant de la station, l'expert-conseil et l'organisme de réglementation, s'il y a lieu. Un schéma général décrivant chacune des tâches du projet devrait aussi être préparé, pour étayer la démarche retenue (Nolasco et Manoharan, 1999; WERF, 1999).

L'optimisation exige une connaissance approfondie des divers procédés utilisés et des technologies qui s'y greffent. De plus, les projets d'évaluation et d'optimisation des STEP doivent tenir compte des interactions entre les diverses étapes des chaînes de traitement liquide et solide.

Il faut aussi préparer un schéma simplifié de traitement en s'assurant d'y inclure tous les principaux flux traités par la station, sans oublier les flux de recirculation et de retour. Cette étape peut favoriser l'acquisition des données nécessaires pour établir le bilan massique de la station et éviter l'oubli de flux importants. Il importe notamment de prendre en compte les flux recyclés, comme les boues recyclées, les boues excédentaires, le surnageant issu du digesteur et le filtrat du système de déshydratation, afin que le bilan massique global soit aussi fidèle que possible.

Le bilan massique de la station est un élément essentiel pour confirmer et comprendre l'écoulement et l'accumulation des substances dans une station. Même s'il est souvent difficile d'établir un bilan massique précis du fait que l'échantillonnage ou l'écoulement, ou les mesures d'analyse, sont inexacts, cet exercice peut aider à mettre en lumière les lacunes à corriger au niveau de la mesure du débit, du suivi des procédés, de l'échantillonnage et de l'analyse. Toute imprécision se répercutera sur l'analyse et devra être prise en considération au moment de la formulation des recommandations techniques finales.

7.1.3 Étapes de l'amélioration des stations par l'optimisation

Comme nous l'avons indiqué à la section 6.3.2 et illustré à la figure 7.1, la détermination, l'évaluation et la mise en œuvre des améliorations comportent diverses étapes. La présente section traite des améliorations axées sur l'optimisation des procédés, avec ou sans modifications physiques mineures, et non sur les expansions et l'ajout de nouveaux procédés à forte intensité de capital.

L'évaluation initiale est une première étape importante pour déterminer les possibilités d'optimisation. L'examen des données préliminaires et l'analyse assistée par ordinateur (c.-à-d. étape 1) serviront ensuite à préciser l'orientation de l'étape 2 (vérification des procédés – voir la section 6.3.2.1). Cette étape permet de s'assurer que l'on a recours aux techniques d'essais sur le terrain les plus efficaces pour l'évaluation de la station et la détermination des facteurs qui en limitent le rendement.

Plusieurs raisons justifient la conduite d'une évaluation initiale (Daigger et Buttz, 1998), dont les suivantes :

- Le rendement historique de la station peut aider à préciser les conditions de charge qui devront être évaluées durant les essais sur le terrain.
- Il est possible que des conditions antérieures de charge élevée représentent déjà une certaine partie des essais sous contrainte.
- Cette étape permet de cerner les procédés qui posent problème et d'orienter le programme d'essais sur le terrain.

Les données doivent être recueillies auprès des personnes les mieux renseignées sur la STEP, dont les administrateurs et les opérateurs de la station, les ingénieurs-concepteurs, les spécialistes des procédés et les organismes de réglementation. La portée de l'analyse assistée par ordinateur dépendra des dimensions de la station et des procédés à évaluer.

Les résultats de l'évaluation initiale et de l'évaluation sur le terrain des caractéristiques techniques et opérationnelles de la station, qui seront obtenus respectivement durant les étapes 1 et 2 (figure 7.1), peuvent ensuite servir à déterminer les solutions d'optimisation et de décongestionnement appropriées. Les évaluations sur le terrain peuvent se faire au moyen des techniques de vérification des procédés et du programme correctif intégré décrits à la section 7.1.1. Les améliorations peuvent aussi être déterminées lors d'évaluations et d'ateliers techniques. Il importe toutefois, à ce stade, de définir et d'évaluer un large éventail de mesures, afin de déterminer les plus prometteuses qui feront l'objet de l'évaluation détaillée subséquente (Daigger et Buttz, 1998). L'analyse des coûts relatifs peut aussi servir d'outil d'évaluation préliminaire à ce stade.

L'évaluation détaillée des améliorations les plus prometteuses peut se faire au moyen d'essais en usine-pilote des nouvelles technologies (section 6.3.2.2), d'essais sur le terrain à grande échelle de nouvelles stratégies opérationnelles, de prédictions par modèle, d'enquêtes auprès d'installations utilisant des techniques et du matériel similaires et de calculs techniques. Les résultats de ces évaluations serviront ensuite à étayer le choix de la ou des options les plus appropriées.

Le processus de sélection consiste en une évaluation comparative d'une courte liste d'options, qui s'appuie sur des analyses détaillées des coûts du cycle de vie et des facteurs techniques tels que la fiabilité du procédé, sa facilité de fonctionnement, son rendement prouvé à grande échelle, les compétences du personnel à la STEP et la facilité de mise en œuvre du procédé (Daigger et Buttz, 1998).

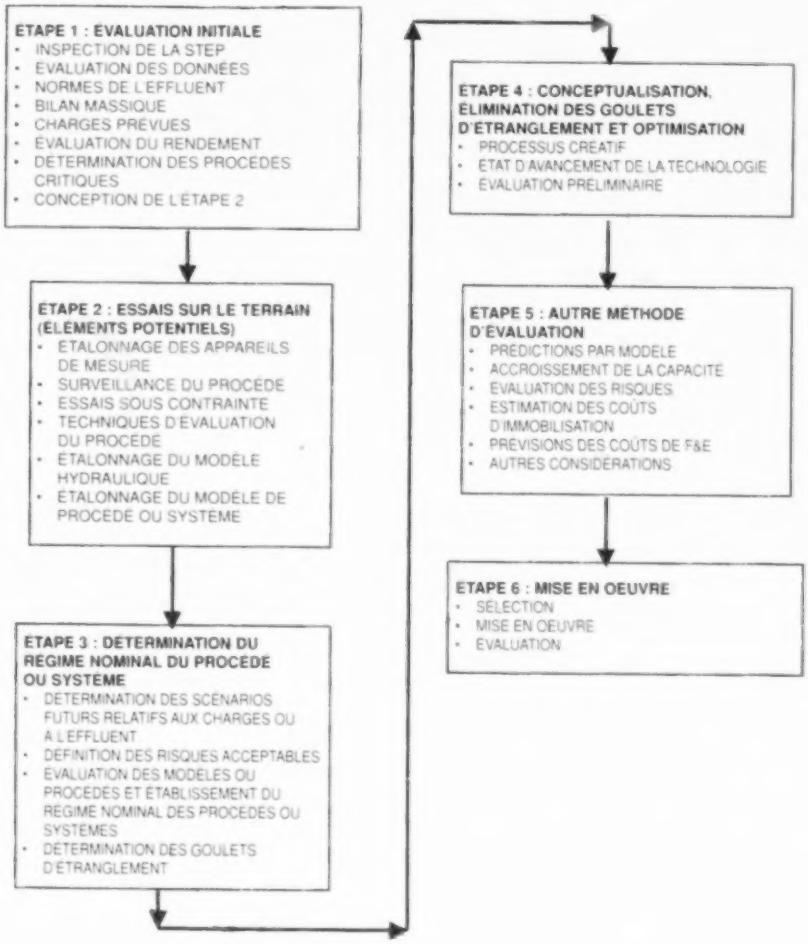
Enfin, la dernière étape est la mise en œuvre des améliorations choisies – il peut s'agir de l'installation de nouvel équipement ou de la mise au point et en place de nouvelles procédures et stratégies de F&E, ce qui nécessitera probablement la formation du personnel sur l'utilisation efficace des installations existantes. Il serait bon également de faire une évaluation sur le terrain de la station améliorée, afin d'en définir les caractéristiques de rendement de base.

En résumé, cette démarche en plusieurs étapes permet de s'assurer que l'on tient compte de tous les facteurs qui ont une incidence sur la capacité de la station et que l'on fait un usage optimal de cette installation (Daigger et Buttz, 1998).

7.1.4 *Programme correctif intégré*

Les stratégies de F&E et les ressources qui y sont affectées, tout comme les pratiques de gestion de la station, peuvent s'avérer d'importants facteurs dans l'évaluation du rendement de la station et la

Figure 7.1 Étapes des projets axés sur l'augmentation du régime nominal, l'élimination des goulets d'étranglement et l'optimisation (WERF, 1999)



détermination des améliorations à apporter. Les méthodes permettant de déterminer et d'évaluer les facteurs susceptibles de limiter le rendement sont décrites dans le manuel *The Ontario Composite Correction Program Manual for Optimization of Sewage Treatment Plants* (CTEU et Process Applications Inc., 1996), basé sur le document publié par la U.S. EPA (1989a).

Le programme correctif intégré (CCP) a été appliqué avec succès en Ontario, pour déterminer les possibilités d'optimiser à faible coût un grand nombre de STEP déjà en place (CTEU et Process Applications Inc., 1996). Ce programme a été élaboré par la U.S. EPA, pour servir d'outil visant à améliorer, de façon économique, le rendement des installations existantes en cernant les facteurs particuliers qui en limitent le rendement, que ce

soit au niveau de la conception, du fonctionnement, de l'entretien ou de l'administration (CTEU et Process Applications Inc., 1996; Daigger et Buttz, 1998), et il a pour but de déterminer la capacité optimale d'une installation existante (U.S. EPA, 1989a). Parmi les avantages prouvés et documentés du programme correctif intégré et des mesures d'optimisation qui s'y greffent, mentionnons l'amélioration de la qualité de l'effluent (p. ex., nitrification totale et uniforme), la confiance et la motivation accrues de l'opérateur et même, dans certains cas, la réduction des coûts de fonctionnement (CTEU et Process Applications Inc., 1996).

Le programme correctif intégré est un procédé en deux étapes qui vise d'abord à poser un diagnostic, puis à améliorer le rendement de la station et la qualité de l'effluent qui y est traité (U.S. EPA, 1989a; CTEU et Process Applications Inc., 1996). La première étape consiste en une évaluation globale du rendement, qui est axée sur quatre volets précis (fonctionnement, conception, administration et entretien) et qui a pour but de déterminer les facteurs qui limitent le rendement. Durant cette évaluation, les principaux procédés sont examinés afin de déterminer s'ils pourraient respecter les objectifs de rejet aux débits et charges actuels. Si l'évaluation conclut que l'installation peut atteindre les objectifs de rendement, l'étape suivante consiste à examiner, par ordre de priorité, les différents facteurs qui limitent le rendement, au moyen d'un programme exhaustif d'assistance technique. S'il semble impossible d'atteindre les objectifs, à cause de lacunes majeures au niveau de la conception de la station, l'étape suivante consistera à définir les améliorations à apporter, y compris l'agrandissement des installations existantes ou la mise en place de nouveaux procédés (U.S. EPA, 1989a).

Durant le programme d'assistance technique, les principaux facteurs limitant le rendement sont systématiquement évalués et résolus, pour permettre à la STEP de produire un effluent de la qualité désirée. Les lacunes touchant le fonctionnement, l'entretien et l'administration, de même que les défauts de conception mineurs, sont corrigés par le réglage du contrôle des procédés, l'optimisation et l'apport de modifications mineures aux installations. Durant cette étape, un soutien devra être apporté au personnel d'exploitation pour s'assurer qu'il possède les compétences requises (p. ex., tenue d'un atelier sur la régulation des procédés ou visite d'un animateur du programme correctif intégré pour offrir une formation et de l'assistance). Une aide peut aussi être apportée pour résoudre des problèmes d'ordre administratif, s'il y a lieu.

Le manuel « *The Ontario Composite Correction Program Manual for Optimization of Sewage Treatment Plants* » publié par le CTEU et Process Applications Inc. (1996) et disponible auprès du ministère de l'Environnement de l'Ontario est un guide utile sur l'optimisation des STEP existantes. Ce guide constitue en fait une version mise à jour, révisée et plus approfondie des chapitres 1 à 3 du manuel de la U.S. EPA intitulé « *Retrofitting POTWs* » (U.S. EPA, 1989a). Ce guide décrit les marches à suivre, à la fois pour évaluer la capacité d'une installation existante en vue d'en accroître le rendement et pour réaliser les améliorations requises. Il met l'accent sur les installations de traitement secondaire (p. ex., procédé aux boues activées, aération prolongée, stabilisation par contact, chenal d'oxydation, lit bactérien, contacteur biologique rotatif) et aborde la question du traitement des eaux usées et des boues. Enfin, des exemples de rapports sur l'évaluation globale du rendement et sur le programme exhaustif d'assistance technique sont présentés dans les annexes du manuel, assortis de

calculs, de formulaires de collecte des données et de listes de contrôle.

7.1.5 Mesures d'optimisation

Il existe un large éventail de techniques et de technologies d'optimisation qui peuvent être appliquées à l'amélioration du rendement des STEP; cependant, l'applicabilité d'une mesure particulière à l'amélioration de la nitrification dépend de divers facteurs propres au site.

Le chapitre 6 a présenté une liste des diverses mesures d'optimisation potentielles (tableau 6.1) parmi lesquelles figurent, sous la catégorie « optimisation », certaines techniques qui doivent être appliquées durant l'évaluation initiale (p. ex., vérification des procédés et programme correctif intégré), avant la mise en œuvre des mesures d'optimisation proprement dites.

Voici un rappel de certaines mesures d'optimisation énoncées au tableau 6.1 :

- contrôle amélioré des procédés
  - p. ex., T_c, charge massique, taux de recirculation des boues, croissance de la biomasse en excès, brassage, aération, OD, pH, alcalinité, température;
- modification de la configuration ou du mode de fonctionnement d'un procédé biologique :
  - p. ex., alimentation étagée, durée du T_c, aération en mode marche/arrêt;
- gestion efficace de la quantité et des caractéristiques des boues biologiques;
- bonne gestion des taux de recirculation de l'effluent et des boues;
- gestion du flux de recirculation, pour réduire au minimum les impacts sur le procédé de nitrification;
- contrôle des différentes étapes du traitement des biosolides, incluant l'épaississement, la stabilisation, la déshydratation et l'élimination;
- instrumentation et contrôle automatique des procédés en ligne;
- modélisation et simulation;
- études en usine-pilote visant à déterminer les configurations, ainsi que les modes et conditions de fonctionnement optimums, et
- ajout de produits chimiques
  - p. ex., pour réduire la DBO de l'influent, abaisser le rapport DBOc/NTK ou favoriser la détoxication (ou les deux); ajuster le pH; améliorer la décantabilité des boues.

Dans bien des cas, les mesures d'optimisation devront être combinées à certaines mesures énoncées sous la catégorie « modernisation » (tableau 6.1), pour assurer un meilleur contrôle du procédé. Parmi ces mesures complémentaires de modernisation de la chaîne de traitement liquide, mentionnons les suivantes :

- remplacement du système d'aération et/ou de transfert de l'oxygène;
- amélioration du clarificateur secondaire;
- équilibrage de l'influent;
- installation d'une zone de sélection;
- amélioration du système de brassage dans le réacteur;
- meilleur contrôle des taux de pompage, et
- améliorations du système d'I&C.

7.1.5.1 Contrôle amélioré des procédés

L'élaboration de stratégies efficaces de contrôle des procédés et de fonctionnement est un volet essentiel de l'optimisation de la station. Dans la liste précitée des mesures d'optimisation, la catégorie portant sur l'amélioration du contrôle des procédés fait référence à un certain nombre de paramètres qui s'appliquent aux systèmes de nitrification, dont bon nombre ont été examinés aux chapitres 4 et 5 (section 5.1.2). Ces paramètres sont une des principales cibles des

mesures d'optimisation ayant pour but d'ajuster les stratégies opérationnelles et les conditions de fonctionnement pour assurer un meilleur contrôle (U.S. EPA, 1993; CTEU et Process Applications Inc., 1996; WEF, 1998). Certains de ces paramètres s'appliquent autant aux procédés à biomasse fixe qu'en suspension; d'autres, par contre, ne s'appliquent qu'à un de ces deux types de procédés.

Comme la plupart des procédés utilisés dans les STEP sont reliés l'un à l'autre, y compris les circuits de recirculation, il faut tenir compte des interactions importantes susceptibles d'avoir une incidence sur le traitement. Les stratégies de contrôle des procédés doivent donc comprendre toutes les méthodes utilisées pour exploiter et optimiser les différents procédés et les intégrer en vue de maximiser le rendement global. Cette étape doit aussi inclure la gestion contrôlée des biosolides, une préoccupation majeure dans l'optimisation des stations.

En effet, le piètre rendement et la capacité limitée des STEP sont souvent attribuables à une capacité de traitement des solides insuffisante. Or ces lacunes au niveau du traitement des solides (p. ex., durant les phases d'épaississement, de stabilisation et/ou de déshydratation) peuvent se répercuter sur la chaîne de traitement liquide, comme suit :

- soutirage inefficace des boues de la chaîne liquide, lequel est nécessaire au maintien de l'efficacité du traitement, et
- surcharge de la chaîne liquide de la STEP, par la recirculation de flux de mauvaise qualité provenant des systèmes de traitement des solides – surchargés et inefficaces.

Outre la gestion efficace du traitement des boues, il faut aussi prévoir des méthodes fiables d'élimination ou de réutilisation des biosolides, sans quoi les boues traitées s'accumuleront et limiteront la capacité de la station (Daigger et Buttz, 1998).

7.1.5.2 Fonctionnement et entretien

Pour assurer la mise en œuvre efficace des stratégies de contrôle des procédés prévues, il faut aussi mettre en place un bon protocole de F&E et y affecter suffisamment de ressources. Ce dernier point inclut le budget alloué au F&E, le nombre d'employés et d'installations (p. ex., laboratoire et équipement) et leur niveau de compétence ou niveau technique. Il sera impossible de tirer le maximum d'une station, sans un régime de F&E optimal (Daigger et Buttz, 1998).

Il existe des logiciels pour aider dans la planification et la programmation des opérations et des tâches d'entretien préventif. Il existe aussi des logiciels spécialisés pour le traitement des données d'analyse, la comptabilisation des stocks et la préparation de manuels d'exploitation informatisés, ce qui peut accroître la fiabilité du contrôle des procédés et de l'entretien. De tels systèmes permettent en outre d'avoir plus facilement accès aux données sur la station et de les coupler à de plus vastes systèmes d'information de gestion (Daigger et Buttz, 1998).

Le guide de pratiques publié par la Water Environment Federation et intitulé *Operation of Municipal Wastewater Treatment Plants* (WEF, 1990) traite de la surveillance, du contrôle, ainsi que des exigences et procédures en matière de F&E des procédés aux boues activées, des lits bactériens, des contacteurs biologiques rotatifs et des procédés biologiques doubles. Ce guide est un outil de référence utile pour les exploitants de STEP, qui traite des systèmes de contrôle des procédés pour les stations utilisant des procédés aux boues activées avec nitrification, et aborde plus particulièrement les points suivants :

- méthodes, procédures et considérations liées au contrôle des boues recyclées et des boues en excès;
- contrôle et réglage d'autres paramètres clés, comme le T_c, les MESLM, la teneur en OD, la température, l'alcalinité et le pH;
- aspects et procédures opérationnels des systèmes de nitrification, incluant les facteurs liés aux fluctuations saisonnières;
- procédures d'échantillonnage, de surveillance et d'analyse, et
- programmes d'entretien planifié des clarificateurs secondaires du système de nitrification.

Cependant, même s'il est possible de modifier rapidement les conditions de fonctionnement d'un procédé biologique, il ne faut pas oublier que les effets visés par ce changement (que ce soit au niveau du système biologique ou des caractéristiques des boues) peuvent être beaucoup plus longs à se manifester. De fait, une période de temps correspondant au moins à deux à trois fois le temps de rétention des boues doit être prévue afin que le procédé biologique à biomasse en suspension ait suffisamment de temps pour s'adapter à la modification des conditions ambiantes. Si le changement prévu au niveau des caractéristiques des boues ne se produit pas durant ce laps de temps, d'autres mesures devront être instaurées progressivement jusqu'à l'obtention du résultat escompté (CTEU et Process Applications Inc., 1996).

7.1.5.3 Instrumentation et contrôle

Le rehaussement du niveau de I&C est une amélioration susceptible d'accroître le rendement de la STEP et la fiabilité des procédés. Les systèmes de I&C peuvent fournir de précieuses informations à l'exploitant sur l'état de l'appareillage et la mesure de paramètres précis ce qui, en retour, peut faciliter la prise des décisions en vue de l'optimisation de la station (Daigger et Buttz, 1998). Il faut parvenir à un équilibre entre l'utilisation d'un système de contrôle et de surveillance centralisé et la nécessité, pour l'exploitant, de maintenir un suivi « manuel » des procédés (Daigger et Buttz, 1998).

Le guide sur la vérification des procédés, publié par CG&S et Hydromantis, Inc. (1996), décrit les logiciels et le matériel requis pour la surveillance en ligne, ainsi que le protocole à suivre pour élaborer un système informatisé de saisie des données. Parmi les paramètres susceptibles d'être mesurés en ligne, mentionnons :

- le débit;
- le taux d'OD;
- le pH et la température;
- le potentiel d'oxydo-réduction;
- les matières en suspension;
- la turbidité;
- l'épaisseur du lit de boues, et
- les concentrations en éléments nutritifs

Enfin, le manuel *Wastewater Treatment Plant Instrumentation Handbook* (U.S. EPA, 1985) passe en revue les facteurs devant guider le choix et l'utilisation des instruments d'analyse en ligne. La respirométrie en ligne et le contrôle automatisé du T_c sont des technologies avancées disponibles pour faciliter la surveillance et le contrôle des procédés, en vue de leur optimisation. La section 8.2.2 donne un bref aperçu des paramètres de contrôle en ligne et des stratégies connexes en vue d'améliorer l'élimination biologique de l'azote ammoniacal total.

7.2 Diagnostic de pannes

Un protocole approprié de surveillance, d'échantillonnage, de mesure ainsi que de compilation et d'analyse des données permet

d'évaluer le rendement de la station, de diagnostiquer les pannes et de prendre des décisions efficaces et éclairées concernant la régulation des procédés (WEF, 1990). Les essais et analyses peuvent inclure la mesure des caractéristiques des eaux usées, l'analyse microscopique de la biomasse et la mesure de l'activité biologique des boues (par exemple le taux précis de nitrification). Toutes ces procédures sont décrites dans le guide *Operation of Municipal Wastewater Treatment Plants* (WEF, 1990), qui est un outil d'information utile sur les procédés microbiens et peut faciliter le contrôle des procédés et le diagnostic des pannes.

Cependant, avant de diagnostiquer les problèmes, il faut connaître la capacité et les limites de la station. Il est possible que des lacunes au niveau de la conception des procédés ou de l'appareillage en limitent le rendement ou la capacité de corriger les problèmes (WEF, 1990).

7.2.1 Procédés à biomasse en suspension

Cette section examine brièvement certains problèmes et facteurs opérationnels liés aux procédés à biomasse en suspension, ainsi que les correctifs possibles.

On trouvera dans Hydromantis, Inc. et SBR Technologies Inc. (1998) un résumé des problèmes de conception et de fonctionnement qui se posent souvent avec les réacteurs séquentiels discontinus, y compris les systèmes conçus pour éliminer les nutriments biologiques. Un grand nombre des problèmes opérationnels soulevés et des solutions avancées peuvent s'appliquer à tous les types de procédés aux boues activées.

7.2.1.1 Caractéristiques des boues

La qualité des boues (c.-à-d. leurs propriétés physiques et biologiques) est un aspect déterminant du succès d'un procédé aux boues activées. Des boues, qui présentent de bonnes caractéristiques au niveau de la floculation, de la sédimentation et du compactage, donneront le meilleur effluent qu'un procédé aux boues activées avec clarification secondaire puisse produire (Klopping et Melcer, 1999). Cet aspect est important pour les procédés de nitrification à biomasse en suspension qui requièrent un contrôle efficace du T_b pour assurer un rendement uniforme. La possibilité de réduire au minimum les pertes de matières en suspension dans l'effluent et de maintenir un taux élevé de MESLM et un long T_b permet de réaliser la nitrification à un TRH plus court. Dans le cas des procédés biologiques d'élimination des nutriments, d'autres facteurs peuvent avoir une incidence sur la qualité des boues et l'efficacité du traitement épuratoire, en raison des interactions et de la concurrence qui s'exercent entre les diverses espèces microbiennes.

L'évaluation de la qualité des boues, y compris l'examen microscopique des espèces microbiennes qui les composent, peut renseigner sur l'efficacité du procédé microbien et mettre en lumière les facteurs qui nuisent à la qualité des boues (WEF, 1990; Jenkins *et al.*, 1993; Daigger et Buttz, 1998; Klopping et Melcer, 1999) et, donc, faciliter le contrôle des procédés et le diagnostic des pannes.

Il peut arriver que les conditions de fonctionnement perturbent la sédimentation de la biomasse (c.-à-d. foisonnement des boues) durant des procédés aux boues activées. Ce phénomène est le plus souvent causé par la présence de quantités excessives de micro-organismes filamenteux qui nuisent à la décantabilité et au compactage des boues (Daigger et Buttz, 1998). D'autres facteurs, comme la formation d'écume et de boues flottantes ou les chocs toxiques, peuvent causer l'élimination des boues (annexe A). Ceci peut limiter la concentration de la liqueur mixte et le

T_c qu'il est possible de maintenir et aura une incidence sur la nitrification, la capacité de traitement des eaux usées et le rendement épuratoire.

La présence d'un type particulier de bactéries filamenteuses dans la liqueur mixte, mise en évidence par l'examen microscopique, peut fournir une indication sur les conditions ambiantes et les correctifs qui pourraient être apportés. L'analyse microscopique permet également de diagnostiquer les facteurs responsables du foisonnement des boues, autres que la présence de quantités excessives de bactéries filamenteuses. En général, il est possible de diagnostiquer et d'élaborer un plan d'action pour corriger bon nombre des problèmes de foisonnement (Jenkins *et al.*, 1993).

Quant aux problèmes liés à la mauvaise sédimentation des boues, ils peuvent être corrigés en ajustant les conditions de fonctionnement. On peut ainsi modifier le mode de fonctionnement (p. ex., alimentation étagée) pour abaisser le taux de charge en matières solides dans le clarificateur secondaire, ou modifier le fonctionnement du clarificateur. Une autre option consiste en la chloration des boues recyclées pour réduire la population de bactéries filamenteuses par rapport aux organismes assurant la floculation (Daigger et Buttz, 1998).

Autre possibilité, un sélecteur biologique peut être installé en amont du bassin d'aération, pour réduire le risque de croissance excessive des organismes filamenteux. Les sélecteurs peuvent être aérobies, anoxiques ou anaérobies, suivant le potentiel d'oxydo-réduction dans la zone (WEF et ASCE, 1992). Une autre amélioration possible, bien que coûteuse, consiste à remplacer l'étape de clarification secondaire par un procédé de filtration sur membrane pour retenir les matières solides, de telle sorte que le procédé aux boues activées ne dépend plus de la décantabilité des boues. La facilité relative et les coûts d'application des diverses améliorations précitées varieront en fonction de la configuration de la station en place.

7.2.1.2 Boues flottantes

La présence de flocons bruns de boues, flottant à la surface du clarificateur, peut indiquer une dénitrification dans le clarificateur secondaire qui cause la production de bulles d'azote gazeux dans les boues stagnantes du clarificateur. Parmi les correctifs possibles, mentionnons la modification du taux de recirculation des boues et/ou l'augmentation de la fréquence du lavage des parois du clarificateur et des déversoirs.

7.2.1.3 Soutirage des boues

Le taux de soutirage des boues peut servir à contrôler le T_c, un paramètre déterminant des procédés de nitrification par les boues activées. Le T_c doit être calculé et réglé en tenant compte des pertes de matières en suspension dans l'effluent.

Les opérations de soutirage des boues doivent être menées avec soin. En effet, comme les bactéries nitrifiantes croissent lentement, il faudra un certain temps (c.-à-d. au moins un mois) avant de constater les effets de la modification du taux de soutirage des boues. Le soutirage accidentel des boues peut en outre avoir un effet désastreux, étant donné le long laps de temps qu'il faut au système pour se rétablir, en particulier à de basses températures (WEF, 1990).

7.2.2 Procédés à biomasse fixe

Certains problèmes de fonctionnement et correctifs possibles liés aux procédés à biomasse fixe les plus répandus, soit les lits bactériens et les contacteurs biologiques rotatifs (CBR), sont examinés brièvement ci-après (WEF, 2000b). On trouvera à l'annexe A plus de détails sur les caractéristiques et les aspects propres à ces procédés et d'autres procédés à biomasse fixe.

7.2.2.1 Lit bactérien

7.2.2.1.1 Engorgement et croissance excessive du biofilm

Il peut y avoir engorgement à la surface du milieu filtrant, ce phénomène étant associé à des fragments de roches ou à un milieu synthétique mal appliqué. L'engorgement est causé par l'agglomération de la biomasse qui bloque les espaces vides du milieu. Or la croissance excessive du biofilm et l'accumulation des matières solides dans le milieu de plastique peuvent se produire, sans qu'on observe de signes d'engorgement; cette accumulation de matières solides peut cependant bloquer l'écoulement de l'air et des liquides et réduire la surface aérobie effective. Il existe un test pour déterminer s'il y a engorgement : il s'agit d'interrompre le bras du distributeur pendant 4 à 8 heures et d'analyser la teneur totale des solides en suspension dans l'effluent. Si le TSS est élevé, on peut alors faire fonctionner le distributeur de l'influent en augmentant la valeur de SK pour favoriser le détachement normal de la biomasse accumulée.

7.2.2.1.2 Détachement de la biomasse et teneur élevée de l'effluent en matières en suspension

Il peut se produire périodiquement des cycles durant lesquels l'effluent contiendra de fortes teneurs en matières en suspension, sous l'effet du détachement incontrôlé du biofilm aérobie et anaérobie. De plus, la surcharge organique des filtres peut entrainer la production de matières en suspension à faible floculation. La mise en marche du distributeur de l'effluent à faible vitesse, en maintenant la valeur de SK élevée, peut favoriser une élimination plus régulière du biofilm.

7.2.2.1.3 Organismes indésirables

Certains organismes, comme les psychodes et les moucherons, peuvent se développer sur le milieu qui soutient le biofilm. Ces organismes et leurs larves peuvent être éliminés par l'inondation des lits bactériens, la mise en marche du distributeur de l'influent à une valeur élevée de SK pour favoriser le détachement de l'excès de biomasse et réduire les zones sèches, le dosage de l'eau salée et la chloration.

7.2.2.1.4 Applications en régions froides

En régions froides, il peut y avoir formation de glace sur le lit bactérien, sous l'effet des pertes de chaleur dans l'atmosphère, de la ventilation élevée et du ratio de recirculation. Parmi les correctifs possibles, mentionnons l'installation d'un couvercle sur le lit bactérien, l'élévation de la hauteur des parois ou l'installation d'un brise-vent, la réduction et le contrôle de la ventilation ou encore la recirculation de l'effluent en évaluant avec soin les effets sur le procédé. Le fonctionnement du distributeur de l'influent à une valeur élevée de SK, pour favoriser le détachement de l'excès de biomasse, peut s'avérer particulièrement important en régions froides où les matières solides ont tendance à s'accumuler et à réduire la surface aérobie.

7.2.2.2 Contacteurs biologiques rotatifs

7.2.2.2.1 Surcharge

L'application de charges organiques excessives, durant les premiers passages du contacteur biologique rotatif, peut donner lieu à une croissance inégale du biofilm, à l'application d'un poids excessif sur l'axe de rotation, à une carence au niveau du transfert de l'oxygène, au colmatage du milieu filtrant, à la création de conditions anaérobies, à l'irrégularité de l'entraînement pneumatique (c.-à-d. vitesses de rotation non uniformes) et à la croissance d'organismes indésirables. La surcharge peut être contrôlée par divers moyens, par exemple la distribution plus uniforme de l'écoulement, l'alimentation étagée de l'influent durant les premiers passages de la chaine de traitement, l'élimination des chicanes entre les passages pour accroitre la surface du milieu dans le premier passage, l'augmentation de

la vitesse de rotation de l'axe pour favoriser le transfert de l'oxygène et le détachement du biofilm, ou encore l'installation d'un collecteur d'air pour servir de mécanisme supplémentaire d'aération ou accroître le taux d'aération.

7.2.2.2.2 Croissance excessive du biofilm

Pour éviter les effets précités associés à la surcharge, il faut contrôler la croissance du biofilm. On procédera pour ce faire à un examen visuel des caractéristiques du biofilm (p. ex., épaisseur et couleur) pour surveiller le développement de la biomasse. On peut aussi utiliser des cellules de chargement pour le pesage manuel de l'axe ou des capteurs à jauge électronique, pour surveiller le poids de l'axe, ce poids renseignant sur le développement du biofilm. Outre les mesures précitées pour contrôler la surcharge, l'épaisseur du biofilm peut être réduite en inversant périodiquement la direction de rotation de l'axe du contacteur, en augmentant la vitesse de rotation de l'axe, en augmentant le débit d'air ou en isolant le CBR qui affiche une croissance excessive afin de priver la biomasse de nourriture. Dans les cas graves, le nettoyage chimique du milieu filtrant (p. ex., avec de la soude caustique) peut être indiqué.

7.2.3 Procédés de nitrification

7.2.3.1 Effets de la température

À de basses températures, il est plus difficile d'amorcer et de faire fonctionner les systèmes de nitrification que les procédés secondaires classiques sans nitrification (WEF, 1990). Ainsi, lorsque la température des eaux usées est inférieure à 10 °C, il peut être impossible de mettre en branle un système de nitrification ou de rétablir l'activité de nitrification qui a été interrompue. Une fois amorcée, toutefois, l'activité de nitrification peut habituellement être maintenue, même à une température qui se situe entre 2 et 5 °C.

Comme le T_s nécessaire à la nitrification est tributaire de la température, il faut procéder souvent à l'ajustement saisonnier du T_s en modifiant le taux de soutirage des boues, dans les STEP utilisant un procédé à biomasse en suspension en régions froides. Il ne faut pas oublier, toutefois, que le T_s doit être modifié bien avant le début du temps froid, en raison de la lenteur du temps de réponse des boues biologiques.

7.2.3.2 Effets de l'apport d'effluents industriels

Des changements fréquents et soudains de la charge de l'influent soumis aux procédés de nitrification peuvent aussi causer des problèmes, étant donné la sensibilité des micro-organismes nitrifiants. De tels problèmes peuvent survenir, par exemple, lors du rejet discontinu ou saisonnier d'effluents industriels vers la STEP ou de l'introduction périodique du lixiviat de décharge dont les charges importantes peuvent contenir des substances toxiques et inhibitrices. Ces problèmes de surcharge peuvent en outre être plus prononcés dans les petites STEP, où l'effluent industriel peut représenter une fraction importante de la charge totale de l'influent.

Afin de réduire au minimum les effets des déchets ou des lixiviats industriels sur les procédés de nitrification, en particulier dans les petites STEP, on peut procéder à l'équilibrage des flux de déchets qui posent problème, afin de réduire la variabilité et la concentration des charges potentiellement toxiques qui s'ajoutent à l'influent total. On peut aussi mettre en place des programmes exigeant, s'il y a lieu, le prétraitement des déchets aux sites industriels avant leur rejet dans les égouts. Autre possibilité, des essais respirométriques peuvent être réalisés pour déterminer la biotraitabilité et la toxicité potentielle des effluents industriels, en vue

d'élaborer ensuite des stratégies de gestion appropriées (Schwing, 1999).

7.2.3.3 Inhibition de la nitrification et fuite d'ammoniac

Les paragraphes qui suivent décrivent quelques-uns des problèmes les plus répandus sur les procédés de nitrification (U.S. EPA, 1993).

7.2.3.3.1 Toxicité microbienne

On peut aussi observer une toxicité microbienne causée par des substances organiques inhibitrices ou des métaux lourds, en particulier dans les STEP dont l'influent à traiter est composé dans une forte proportion d'effluents industriels et de lixiviat de décharge. L'annexe B présente une liste de certaines substances inhibitrices connues, parmi lesquelles figurent des composés organiques et des métaux. La toxicité microbienne peut être détectée par la surveillance en ligne de la teneur en OD (section 8.2.2) – une hausse soudaine de la concentration en OD dans le bassin d'aération pouvant être associée à des conditions de toxicité aiguë. Cette hausse de la concentration en OD dans la liqueur mixte ou l'effluent peut en effet être attribuable à une diminution de l'activité biologique, elle-même causée par des effets toxiques. Une hausse concomitante importante du taux d'azote ammoniacal et une diminution de la concentration en nitrates dans l'effluent sont d'autres signes pouvant indiquer une inhibition.

La mesure du taux d'absorption d'oxygène peut aussi fournir de précieuses indications sur la présence possible de substances toxiques nuisant à l'activité de la biomasse (section 8.2.2). La toxicité chronique, causée par exemple par l'accumulation de métaux lourds, peut s'installer lentement et n'être atteinte qu'après une période correspondant à deux à trois fois le T_c. L'examen microscopique de la biomasse peut fournir une indication des perturbations existantes.

7.2.3.3.2 Fuite d'ammoniac

La fuite d'azote ammoniacal total dans l'effluent d'une STEP qui utilise un procédé de nitrification est généralement associée à une ou plusieurs des conditions suivantes :

- transfert insuffisant d'oxygène;
- alcalinité inadéquate;
- concentration excessive d'azote ammoniacal total dans l'influent;
- élimination de la biomasse, et
- effets de la toxicité.

Le transfert insuffisant d'oxygène peut se produire autant dans les systèmes à biomasse fixe qu'en suspension, mais il est plus fréquent dans les premiers. En général, les procédés de nitrification à biomasse fixe et en suspension doivent maintenir une concentration minimale en OD qui s'établit respectivement à 3 et 2 mg/L (section 6.2.2.1). La concentration en OD dans les liquides, à l'intérieur du réacteur, est une mesure indirecte de la quantité réelle d'oxygène disponible dans le floc biologique, ou biofilm. Des charges organiques de pointe ou de fortes fluctuations quotidiennes peuvent supprimer l'activité de nitrification, car l'OD est d'abord utilisé par les organismes hétérotrophes pour l'oxydation du carbone organique. L'azote ammoniacal total peut donc rester non traité ou n'être que partiellement oxydé.

Une alcalinité et un pH inadéquats durant la nitrification peuvent être dus, soit à une faible alcalinité des eaux usées brutes, soit aux réactions de précipitation qui surviennent durant le traitement primaire avec ajout de produits chimiques (section 5.3.2.2). Il peut alors y avoir une chute marquée du pH qui nuira à l'activité de nitrification. Les organismes nitrifiants peuvent s'adapter, dans une certaine mesure, à un pH peu élevé, compris entre 6,0 et 6,5. L'inhibition périodique due à un pH peu élevé peut entraîner

l'élimination des micro-organismes nitrifiants, et un apport supplémentaire de substances basiques pourrait être nécessaire pour éviter la chute du pH.

7.2.3.4 Procédés à biomasse en suspension

7.2.3.4.1 Besoins en oxygène

Dans les systèmes combinant l'oxydation des substances carbonées et azotées, la demande totale en oxygène est plus forte en raison des besoins des organismes hétérotrophes et autotrophes. Le type et la configuration actuels des aérateurs, de même que les taux de transfert d'oxygène et leur capacité, peuvent ne pas suffire aux besoins en oxygène, auquel cas les systèmes d'aération devront être améliorés, en augmentant la capacité des soufflantes ou en les remplaçant par des diffuseurs d'air plus efficaces.

Le colmatage et le vieillissement de certains types de diffuseurs à pores fins peuvent réduire sensiblement le taux de transfert de l'oxygène. Or une réduction du taux de transfert en tête du réacteur, là ou la demande en oxygène est la plus forte, risque de causer des problèmes dus à une teneur insuffisante en OD plus en aval, dans les bassins d'aération, ce qui pourrait réduire sensiblement l'efficacité de nitrification. Parmi les correctifs possibles, mentionnons l'augmentation du débit d'air, la modification du système d'aération par l'utilisation de diffuseurs anticolmatants à bulles fines ou grossières ou la mise en place d'appareils supplémentaires de dissolution d'oxygène, là où la demande en oxygène est la plus élevée à l'intérieur des bassins d'aération. Autre possibilité, la charge de l'influent peut être répartie sur toute la longueur des bassins d'aération (c.-à-d. alimentation étagée).

7.2.3.4.2 Foisonnement des boues

Dans les procédés aux boues activées qui combinent l'oxydation du carbone et la nitrification, un T_c élevé peut donner lieu à la formation de bactéries filamenteuses, dont les bactéries du genre *Nocardia*. Or une quantité excessive de bactéries filamenteuses risque de provoquer le foisonnement des boues et la production d'écume. Cette écume doit être traitée pour éviter qu'elle ne soit emprisonnée dans la chaîne de traitement liquide. Aussi faudrait-il installer des couvercles, là où il risque d'y avoir colmatage, de manière à voir l'écume et à pouvoir l'enlever, au besoin.

Parmi les mesures visant à réduire le foisonnement des boues, mentionnons l'ajustement du régime de fonctionnement (p. ex., alimentation étagée), la réduction de l'âge des boues, la chloration des boues recyclées, la pulvérisation d'une solution chlorée directement sur l'écume et la modification des bassins d'aération par l'adjonction en tête d'une zone de sélection. Certaines de ces stratégies sont examinées ailleurs dans le document (p. ex., section 7.2.1) et dans d'autres ouvrages (WEF, 1990; Jenkins *et al.*, 1993; Daigger et Buttz, 1998).

7.2.3.5 Procédés à biomasse fixe

7.2.3.5.1 Restrictions dues au transfert d'oxygène et à l'azote ammoniacal disponible

À l'intérieur d'un système à biomasse fixe, la nitrification par les organismes autotrophes suit l'oxydation du carbone par les organismes hétérotrophes et dépend de la charge organique appliquée. La demande en oxygène des composés azotés dépend également de la quantité et de l'activité spécifique des organismes nitrifiants présents. Or la population nitrifiante qui se développe sur le biofilm fixé au milieu est limitée par l'oxydation concomitante exercée par les organismes hétérotrophes, ainsi que par le transfert d'oxygène dans le système et l'ammoniac disponible.

Voici quelques correctifs pour promouvoir le développement et l'efficacité de la population nitrifiante sur le biofilm :

- équilibrage de la charge de l'influent pour réduire, voire éviter, les charges organiques susceptibles de réduire l'activité de nitrification;
- recirculation de l'effluent traité à l'intérieur du lit bactérien, pour accroître l'efficacité de mouillage du milieu et favoriser un meilleur taux de transfert de l'oxygène;
- amélioration du système d'aération, notamment par l'augmentation de la capacité des soufflantes et des ventilateurs et l'installation de diffuseurs supplémentaires;
- inversion périodique de l'écoulement de l'influent vers les dernières étapes de la nitrification, pour favoriser la formation d'un biofilm nitrifiant plus uniforme à chaque étape et accroître l'activité de nitrification globale, et
- introduction de flux secondaires chargés d'ammoniac (p. ex., provenant d'un procédé de digestion anaérobie des boues) durant les dernières étapes de nitrification, pour promouvoir le développement uniforme du biofilm et maximiser l'activité de nitrification dans ces zones.

7.2.3.5.2 Contrôle du biofilm

L'épaisseur du biofilm influe sur l'efficacité des procédés à biomasse fixe. Ainsi, la croissance excessive du biofilm sur le milieu peut réduire sensiblement la diffusion de l'oxygène, du substrat et des éléments nutritifs dans le biofilm. Elle peut aussi bloquer l'écoulement des liquides et de l'air et ainsi perturber l'écoulement et nuire au rendement. Le détachement régulier et contrôlé de la biomasse est donc souhaitable, pour réduire les effets d'une quantité excessive de matières solides sur l'efficacité du procédé biologique et éviter d'atteindre un taux élevé et non contrôlable de solides dans l'effluent. Un contrôle efficace du biofilm peut aussi réduire la sensibilité à la température des procédés à biomasse fixe (WEF, 2000b).

On peut contrôler la croissance du biofilm par diverses techniques qui varient selon le procédé. Dans les lits bactériens, par exemple, le détachement du biofilm peut être obtenu en contrôlant le débit et l'intensité de recirculation de l'influent et de l'effluent, au moyen d'un dispositif d'entraînement électrique à fréquence variable placé sur le bras du distributeur rotatif. L'intensité de dosage est représentée par le facteur SK, lequel correspond à la hauteur d'eau qui se dépose durant le passage d'un bras du distributeur (annexe A). Dans le cas des contacteurs biologiques rotatifs, l'élimination du biofilm peut se faire en contrôlant l'entraînement de l'axe de rotation et le débit d'air, s'il y a lieu. La section 7.2.2 décrit plus en détail les problèmes de fonctionnement potentiels et les correctifs applicables aux lits bactériens et aux contacteurs biologiques rotatifs. Enfin, dans le cas des filtres biologiques aérés, des réacteurs à lit fluidisé et des réacteurs à biofilm sur lit circulant, la turbulence créée dans le milieu, par le lavage à contre-courant, ou l'énergie servant à la fluidisation et à la mise en suspension du milieu, peuvent être mises à profit pour contrôler la croissance excessive de la biomasse.

7.2.3.6 Autres considérations

Les organismes nitrifiants sont plus sensibles aux perturbations que la plupart des autres micro-organismes et ils requièrent un suivi et un contrôle étroits du procédé, en portant une attention particulière aux principaux paramètres de nitrification et conditions de fonctionnement décrits à la section 5.1.2. Le procédé de nitrification est habituellement l'élément déterminant de l'efficacité de l'ensemble de la STEP. Lorsque le procédé de nitrification fonctionne bien, il est habituellement possible

d'obtenir un effluent de qualité optimale (WEF, 1990).

Cependant, au moment d'ajuster les paramètres de fonctionnement (dans le cadre des mesures correctrices), il faut tenir compte des interactions entre les diverses étapes des chaînes de traitement liquide et solide. L'opérateur doit donc avoir une parfaite connaissance du procédé biologique de nitrification et de son intégration dans l'ensemble de la station (WEF, 1990).

Tel qu'indiqué précédemment à la section 7.1.2, lorsque des ajustements sont apportés aux conditions de fonctionnement d'un procédé biologique, il faut prévoir une période correspondant à au moins deux à trois fois le T_c avant que le système ne soit pleinement opérationnel. Il est donc possible que certaines améliorations souhaitées ne se manifestent pas immédiatement après la mise en place des correctifs; cette mise en garde vaut tout particulièrement pour les systèmes de nitrification, étant donné la lenteur du taux de croissance des bactéries, en particulier à de basses températures. Toute modification devra donc être évaluée avec soin.

7.3 Formation de l'opérateur

Tout procédé mis en place dans une STEP ne pourra être exploité pleinement, sans un programme de F&E optimum. Une formation adéquate doit être offerte au personnel de la station pour accroître le rendement et assurer la sécurité et la conformité des opérations (Daigger et Buttz, 1998). De plus, tous les employés de la station doivent être informés des buts et objectifs visés (p. ex., au sujet des normes de rejet).

Les procédés de nitrification exigent habituellement un niveau de compétences techniques plus élevé de la part des opérateurs – pour la surveillance, le contrôle et le diagnostic des pannes – que les procédés plus classiques qui sont utilisés dans les STEP pour réduire la teneur en TSS et en DBO. Ces exigences additionnelles s'appliquent notamment aux stations qui ont été optimisées en vue d'accroître le rendement épuratoire, lesquelles pourraient toutefois, grâce à ces améliorations, fonctionner à un régime qui se rapproche davantage de leur capacité réelle.

Les procédés biologiques complexes d'élimination des nutriments exigent eux aussi des compétences techniques plus exhaustives que l'exploitation d'une station classique n'utilisant que des procédés aérobies. Ces compétences sont toutefois faciles à acquérir et à maîtriser. Un programme de recyclage à l'intention des opérateurs – qui inclut un volet pratique et théorique (Hydromantis, Inc. et SBR Technologies Inc., 1998) – devrait donc faire partie intégrante des grands projets de modernisation, en particulier s'il est prévu d'intégrer des procédés biologiques d'élimination des nutriments (Randall *et al.*, 1992) ou d'installer de nouvelles technologies et de nouveaux appareils.

La formation des opérateurs sur l'utilisation des nouvelles technologies pour en assurer un rendement optimal devrait comprendre les aspects suivants :

- procédures de F&E courantes et exceptionnelles;
- principaux paramètres d'analyse et de surveillance des procédés et méthodes de mesure connexes;
- interprétation des données d'analyse et de surveillance, et
- mise en œuvre des modifications appropriées.

Les programmes de formation peuvent être offerts par des conseillers travaillant de concert avec le personnel de la station. Le conseiller élabore un programme qui tient compte des procédés et des

exigences particuliers de la station, notamment l'information obtenue du fournisseur de la technologie. Le conseiller peut former les ingénieurs et les superviseurs qui offriront ensuite une formation aux opérateurs. Il est bon de compter sur du personnel administratif, du personnel d'entretien et sur des opérateurs dans les équipes de formation.

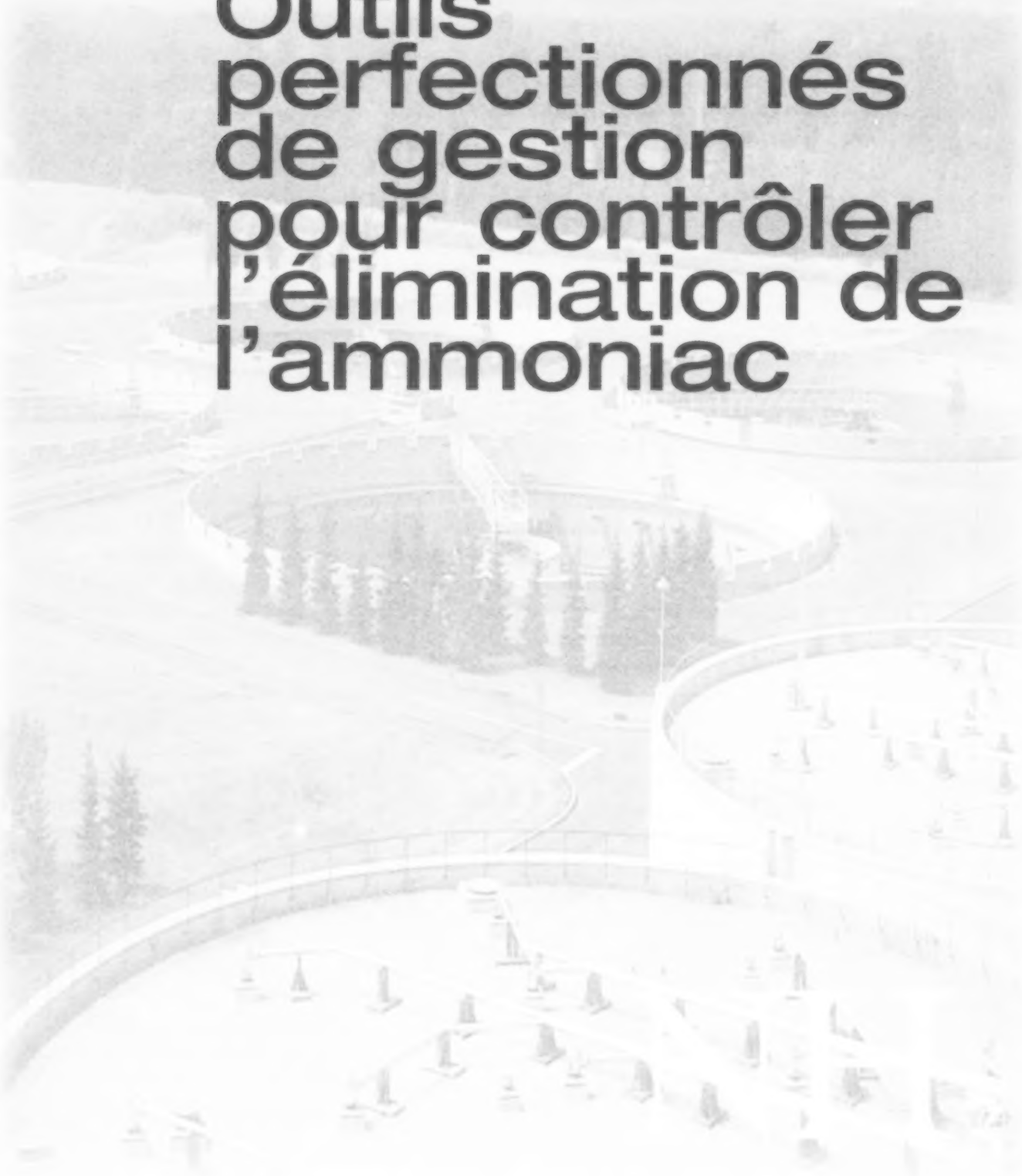
Un des principaux objectifs de la formation sur les systèmes de nitrification est d'amener les opérateurs à bien comprendre les longues périodes de temps nécessaires aux procédés biologiques pour s'adapter à toute modification. En général, il faut prévoir une période qui correspond à trois à cinq fois le T_c pour obtenir d'importants changements dans les caractéristiques des boues biologiques, en réponse à un nouveau milieu de traitement (CTEU et Process Applications Inc., 1996).

7.3.1 Programme correctif intégré

Le programme correctif intégré (CCP) prévoit la formation du personnel affecté au F&E et du personnel administratif non technique, durant le programme exhaustif d'assistance technique. Cette formation peut être offerte par un animateur de l'extérieur, au moyen :

- de visites sur place, y compris la prestation d'une formation sur place adaptée aux besoins des opérateurs et des discussions avec les administrateurs de la station, au début du programme d'assistance technique, et
- d'appels téléphoniques pour suivre les progrès du programme d'assistance technique et former le personnel au sujet de leur responsabilité relativement à l'observation des paramètres critiques, à l'interprétation des données et à la préparation de rapports sommaires faisant état des principaux indicateurs et des conclusions.

Chapitre 8
Outils perfectionnés de gestion pour contrôler l'élimination de l'ammoniac



Chapitre 8
Outils perfectionnés de gestion pour contrôler l'élimination de l'ammoniac

Les ingénieurs, les gestionnaires et les techniciens supérieurs ont à leur disposition divers outils perfectionnés qu'ils peuvent appliquer au contrôle de l'élimination de l'ammoniac en vue d'améliorer et d'optimiser le rendement épuratoire des STEP. Au cours des dernières décennies, différents modèles de procédés aux boues activées et à biomasse fixe ont été conçus et intégrés à des logiciels. Ces outils peuvent servir à la modélisation d'unités particulières d'un procédé biologique et même de la station entière. Des simulations peuvent ensuite être faites en regard de divers scénarios, pour analyser l'impact des améliorations proposées. De plus, ces progiciels peuvent être intégrés à un système de contrôle en ligne pour surveiller, régler et optimiser le procédé de traitement et la gestion des opérations et surveiller certains paramètres en vue d'améliorer et de contrôler le procédé biologique d'élimination de l'ammoniac.

8.1 Modèle et logiciel de gestion

Cette section présente un bref aperçu de modèles de procédés biologiques ainsi que de progiciels de modélisation et de simulation du traitement des eaux usées qui sont disponibles dans le commerce, en précisant les données habituellement nécessaires à l'étalonnage du modèle ainsi que les types d'études auxquels peuvent s'appliquer les logiciels de modélisation et de simulation. Enfin, une brève description est présentée d'un système de contrôle perfectionné basé sur la modélisation, applicable aux stations d'épuration.

8.1.1 Pourquoi utiliser des modèles?

Les STEP utilisent aujourd'hui des systèmes aux boues activées plus complexes, dont les fonctions ne se limitent plus à l'élimination du carbone mais peuvent aussi englober la nitrification, la dénitrification et l'EBAP (WEF, 1998). Les systèmes d'élimination des nutriments reposent habituellement sur l'utilisation de réacteurs aérobies dont on a augmenté le volume ou la capacité d'aération (ou les deux) pour assurer la nitrification, ou sur une série de réacteurs anaérobie, anoxique et aérobie avec recirculation de la liqueur mixte et des boues activées.

Ces systèmes sont complexes et la modélisation informatique permet de simuler efficacement le comportement de la station existante ainsi que les effets des améliorations proposées en vue d'obtenir le rendement prescrit. La modélisation peut aussi être intégrée au processus de vérification des procédés (section 6.3.2.1) et être complétée et corroborée par des essais et des études en usines-pilotes (section 6.3.2.2). La modélisation et la simulation des STEP servent à définir des solutions de rechange, ainsi que des modes de fonctionnement et de contrôle rentable et visent à faciliter le travail des ingénieurs des procédés et des opérateurs.

8.1.2 Modèles

Les modèles mécanistes sont actuellement ceux qui sont privilégiés pour la modélisation des procédés aux boues activées. Ces modèles décrivent, au moyen d'expressions mathématiques, les réactions biochimiques qui se déroulent dans les réacteurs et tiennent compte des particularités des procédés biologiques et de leurs interactions sur les variables du modèle.

Les modèles des procédés de traitement des eaux usées municipales ont grandement évolué. Le modèle le plus connu est le modèle aux boues activées n° 1 (ASM1), mis au point par l'Association internationale pour la recherche sur la pollution des

eaux et sa maîtrise (AIRPEM), aujourd'hui connue sous le nom d'Association internationale pour la qualité de l'eau (AIQE). En 1986, l'AIRPEM a publié un rapport dans lequel elle décrivait un modèle général pour les procédés aux boues activées, lequel modèle a subi depuis de nombreuses modifications et améliorations afin qu'il puisse être utilisé pour prévoir plusieurs variables et d'autres procédés physiques, chimiques et biochimiques. Les principaux modèles aujourd'hui en usage sont décrits ci-après.

- *Modèle aux boues activées n° 1* : Le modèle ASM1 s'applique uniquement aux procédés d'oxydation des matières carbonées, de nitrification et de dénitrification, et non à l'EBAP. Deux types de biomasse sont donc modélisés, soit les organismes hétérotrophes qui éliminent le carbone organique en conditions aérobies ou anoxiques et les organismes autotrophes qui, en conditions aérobies, n'assurent que l'oxydation de l'azote ammoniacal en nitrates pour produire de d'énergie. Il a été démontré que le modèle ASM1 fournit une description fidèle des fluctuations du procédé, dans un large éventail de configurations (réacteurs uniques ou en série, réacteurs aérés et non aérés, avec ou sans recirculation entre les réacteurs), des caractéristiques des eaux usées et des paramètres de fonctionnement (WEF, 1998). On trouvera plus d'informations sur ce modèle dans Henze *et al.* (1987a,b).
- *Modèle aux boues activées n° 2* : Le modèle ASM2 est une extension du premier modèle, conçu principalement pour les procédés d'EBAP. Ce modèle inclut des expressions mathématiques qui décrivent l'élimination chimique du phosphore. Les procédés décrits comprennent ceux associés à l'hydrolyse, aux organismes hétérotrophes et autotrophes et aux bactéries accumulant le phosphore (EBAP). L'hydrolyse fait référence à la décomposition des matières organiques à biodégradation lente en un substrat soluble, dans des conditions aérobies, anoxiques et anaérobies. Les procédés utilisant les organismes hétérotrophes et autotrophes sont similaires à ceux du modèle ASM1. Les procédés faisant intervenir des bactéries stockant le phosphore sont conformes à ceux décrits à la section 5.3.2.1 (le modèle tient compte de la fermentation de la matière organique en conditions anaérobies); de plus, les paramètres cinétiques du modèle s'ajustent automatiquement aux variations de température. Pour plus d'informations, voir Henze *et al.* (1994).
- *Modèle aux boues activées n° 2d* : Le modèle ASM2d est une légère extension du modèle ASM2, auquel des procédés ont été ajoutés pour tenir compte des bactéries stockant le phosphore, lesquels peuvent utiliser les polymères organiques emmagasinés pour la dénitrification, en milieu anoxique (voir Henze *et al.*, 1998 pour plus de détails à ce sujet).
- *Modèle Mantis* : Le modèle Mantis est identique au modèle ASM1, à trois exceptions près. La première est que la biomasse peut utiliser les nitrates comme source de nutriments, lorsque la quantité d'azote ammoniacal dans le milieu est insuffisante. La deuxième est que les paramètres cinétiques du modèle dépendent de la température et la troisième concerne l'inclusion du potentiel de dénitrification aérobie (voir Hydromantis, Inc., 1999 pour plus de détails à ce sujet).
- *Modèle General* : Le modèle General est un modèle dynamique s'appliquant aux procédés biologiques aux boues activées pour l'élimination des nutriments. Le modèle inclut l'oxydation du carbone, la nitrification, la dénitrification et l'élimination biologique du phosphore excédentaire (WEF, 1998). Ce modèle a été mis au point par Dold (1990), à partir du modèle ASM1 et du modèle de Wentzel *et al.* (1989) qui s'appliquent aux

organismes stockant le phosphore. Ce modèle tient compte de l'absorption des nitrates, comme source potentielle de nutriments, et de la croissance anoxique des organismes accumulant le phosphore. Ce modèle est qualifié de général car il peut s'appliquer directement à la simulation de systèmes aérobies, anoxiques-aérobies ou anaérobies-anoxiques-aérobies (Hydromantis, Inc., 1999). Les paramètres cinétiques du modèle dépendent de la température.

- *Modèle à l'état stationnaire* : Le modèle à l'état stationnaire a été conçu pour les systèmes d'EBAP avec nitrification-dénitrification, sa fonction principale étant de prévoir la quantité de phosphore éliminée et aussi la masse totale de matières solides volatiles dans un système d'EBAP avec nitrification-dénitrification, exploité en regard de boues d'un âge donné et d'une fraction massique précise de boues anaérobies. On trouvera plus d'informations sur ce modèle dans Wentzel *et al.* (1990).

D'autres modèles ont été conçus pour la sédimentation, certains comprenant la clarification et l'épaississement des boues (Tackàs *et al.*, 1991) alors que d'autres incluent la croissance du biofilm, la digestion anaérobie et la désinfection (WEF, 1998). Il est donc possible de procéder à une modélisation de l'ensemble de la station d'épuration, y compris toutes les unités et tous les ouvrages de traitement de l'eau.

8.1.3 Progiciels offerts dans le commerce

L'arrivée des ordinateurs portatifs puissants, capables d'exécuter des fonctions mathématiques complexes, a permis la mise au point de logiciels de modélisation et de simulation conçus spécialement pour les stations d'épuration. Ces logiciels comprennent habituellement des modèles prédéfinis, portant sur des unités particulières de traitement ou sur l'ensemble de la station.

Certains logiciels englobent plusieurs modèles qui représentent chaque procédé ou opération (depuis les ouvrages de tête jusqu'à la désinfection) et qui peuvent servir de composantes pour l'élaboration d'un modèle conforme à la station existante ou prévue et à son mode de fonctionnement. D'autres logiciels ne permettent pas d'établir de tels modèles, mais incorporent des stations préfabriquées qu'il faut configurer pour ensuite procéder à la modélisation de la station à étudier. D'autres encore contiennent des interfaces graphiques, des bibliothèques de modèles de processus et autres outils de productivité comme les modules d'analyse de sensibilité et d'optimisation mathématique (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996).

Le tableau 8.1 présente une brève liste des logiciels de modélisation et de simulation offerts dans le commerce. Le choix du logiciel comme outil de modélisation et de simulation doit se faire en fonction des exigences particulières, selon que l'exercice de modélisation porte sur un seul procédé ou sur l'ensemble de la station. Seulement quelques-uns des logiciels indiqués permettent de concevoir un modèle qui intègre chacun des procédés de la station (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996). Cependant, la modélisation est un secteur dynamique en pleine évolution et de nouvelles versions améliorées, offrant des modèles, une vitesse d'exécution, un affichage graphique, un éventail de processus et une facilité d'utilisation sans cesse améliorés, continueront d'être mises au point.

Cette liste n'est pas exhaustive et il est possible que d'autres produits existent. L'objectif ici est de fournir de l'information sur les outils de modélisation et de simulation susceptibles de faciliter la conception, l'optimisation et la régulation des STEP.

Tableau 8.1 Principaux logiciels de modélisation et de simulation applicables aux STEP (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996; WEF et ASCE, 1998)

Nom du logiciel	Remarques	Fournisseur
AQUASIM	Modèles multiples, dont certains à canaux ouverts	EAWAG Ueberlandstrasse 133 CH-8600 Dubendorf, Suisse
ASIM	Définition par l'utilisateur des modèles biocinétiques; la version 3.0 permet d'utiliser les modèles ASM1, ASM2 et d'autres modèles de système biologique; permet des simulations en régime dynamique et à l'état stationnaire	EAWAG Ueberlandstrasse 133 CH-8600 Dubendorf, Suisse
BioWin	Bibliothèque de modèles de base; modélisation et simulation des procédés aux boues activées et de plusieurs autres procédés de traitement des eaux usées; possibilité d'utiliser la version augmentée du modèle ASM1 pour inclure l'élimination biologique du phosphore; plate-forme PC; simulations en régime dynamique et à l'état stationnaire	Envirosim Associates, Ltd. 482 Anthony Drive Oakville (Ontario) L6J 2K5
GPS-X	Vaste bibliothèque de modèles de procédés; mise au point de modèles de stations à grande échelle; modélisation et simulation de procédés aux boues activées et de l'ensemble de la station; modèles disponibles pour la clarification primaire et secondaire, la flottation, les procédés à biomasse fixe (lit bactérien, CBR, FBA); mise au point de modèles, outils de productivité, plate-forme PC, simulations en régime dynamique et à l'état stationnaire	Hydromantis, Inc. 1685 Main Street West, Suite 302 Hamilton (Ontario) L8S 1G5
SSSP	Simulation de procédés aux boues uniques, modèle biocinétique de base de l'AIQE (ASM1), simulations en régime dynamique et à l'état stationnaire	C.P.L. Grady Clemson University Clemson Research Park Clemson, SC 29634-0919, USA
STOAT	Mise au point de modèles de simulation pour l'ensemble de la station, y compris des procédés aux boues activées et d'autres; plate-forme PC	Water Research Center plc Frankland Road, Blagrove Swindon, Wiltshire, R.-U. 5N5 8YF

8.1.4 Mise au point de modèles et données à l'appui

Les modèles biologiques décrits sont les outils de base pour une simulation efficace des procédés et des caractéristiques de la biomasse, à l'état stationnaire ou en régime dynamique. La première étape de la simulation consiste à choisir le modèle en fonction du type de réacteur (existant ou prévu) et du niveau de traitement à atteindre — élimination du carbone, nitrification, dénitrification ou EBAP. La préparation d'un modèle étalonné applicable à une station intégrale ou à un procédé unique peut se faire à l'aide de modèles prédéfinis des unités de traitement, comme ceux offerts avec les logiciels énumérés au tableau 8.1. Comme le modèle doit offrir une représentation du système réel, son étalonnage est un volet important pour obtenir une bonne approximation de la station d'épuration.

La mise au point d'un modèle se fait habituellement en trois étapes (CG&S et

Hydromantis, Inc., 1996). La première consiste en l'analyse préliminaire du schéma de la station d'épuration et des données de l'influent brut; elle est suivie de la construction du modèle dynamique à partir des données recueillies durant la première étape et des divers modèles inclus dans le logiciel de modélisation. Enfin, la dernière étape porte sur l'étalonnage du modèle, à l'état stationnaire et en régime dynamique. On procède ensuite à la vérification du modèle étalonné en comparant les résultats de la simulation par modèle aux données en conditions d'exploitation réelles. On peut ensuite procéder à la simulation de la station d'épuration selon divers scénarios pour déterminer les améliorations appropriées, ainsi que le mode de fonctionnement et de contrôle de la station.

La modélisation d'une station d'épuration nécessite l'évaluation de plusieurs paramètres qui ont trait à la station proprement dite, ainsi qu'aux modèles qui serviront à l'étalonnage de la station. Un grand nombre de ces paramètres peuvent être mesurés directement, mais d'autres sont basés sur les données expérimentales publiées. Les paramètres qui ne peuvent être mesurés directement ou qui sont tirés de la documentation sont estimés à l'aide de modules dynamiques d'analyse de sensibilité et d'optimisation, à partir des fiches de rendement de la station d'épuration ou de données expérimentales obtenues sur le terrain ou en laboratoire. La qualité d'un modèle est largement tributaire de la qualité des données servant à l'étalonnage.

Les données nécessaires à l'étalonnage du modèle incluent généralement les catégories suivantes :

- Caractéristiques de l'influent
  - paramètres de base des eaux usées brutes, notamment la matière organique biodégradable et non biodégradable, les composés azotés (incluant l'ammoniac ou l'ammonium et le NTK biodégradables et non biodégradables), le TSS, les MVS, ainsi que le phosphore total et soluble;
  - composition des flux d'entrée secondaires;
  - matière organique, de préférence exprimée en fonction de la DCO, laquelle offre une base uniforme pour décrire le procédé aux boues activées.
- Données sur les installations physiques, entre autres :
  - configuration de la station d'épuration, y compris la capacité de l'équipement mécanique;
  - dimensions des procédés de traitement;
  - schéma et caractéristiques hydrauliques du procédé (circuits d'écoulement, voies de recirculation, dérivations, caractéristiques hydrauliques véritables, écoulement en flux piston, réacteurs à brassage intégral);
  - procédés de collecte et de soutirage des boues.
- Données de fonctionnement
  - régime d'écoulement hydraulique actuel, incluant les dérivations, les répartiteurs de débit, les débordements, les mélangeurs, la recirculation des boues, le taux de soutirage des boues;
  - écoulement et composition de l'influent et de l'effluent;
  - données sur le fonctionnement du bassin d'aération et des clarificateurs (p. ex., MESLM, MVSLM, OD, taux de consommation d'oxygène);
  - hauteur du lit de boues et concentration en matières solides de la sousverse;
  - dosage des produits chimiques.

- Paramètres des modèles cinétique et stœchiométrique
  - paramètres d'élimination des composés organiques, azotés et phosphorés;
  - paramètres de décantation dans les clarificateurs primaire et secondaire.

Un grand nombre de références traitent plus en détail des caractéristiques de l'influent nécessaires à la modélisation, des mesures à obtenir sur le terrain ou en laboratoire et de l'estimation, notamment Water Research Commission (1984), Henze *et al.* (1987a), CG&S et Hydromantis, Inc. (1996) et WEF (1998). Pour plus d'informations sur les paramètres cinétiques applicables à l'élimination des composés organiques et azotés, voir Henze *et al.* (1987a) et Ekama *et al.* (1986). La plupart des logiciels cités au tableau 8.1 proposent des valeurs par défaut pour ces paramètres cinétiques, lesquelles valeurs peuvent servir de point de départ, car bon nombre de ces paramètres varient peu d'un système à un autre, à l'exception du taux de croissance des organismes nitrifiants (section 6.3.2.2). Tackàs *et al.* (1991) traitent plus en détail du paramétrage du modèle.

8.1.5 Avantages de la modélisation et de la simulation

La simulation peut servir à évaluer diverses améliorations et divers scénarios de fonctionnement et de contrôle de la station ainsi que les avantages propres à chacun. De plus, ces simulations peuvent se faire parallèlement à la vérification des procédés (section 6.3.2.1) ou durant le cours normal des opérations, pour aider les opérateurs dans le contrôle et la gestion de la station. La simulation par modèle peut être appliquée à l'analyse de plusieurs composantes et de leurs avantages connexes, notamment les suivantes (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996) :

- configurations du réacteur pour l'élimination des éléments nutritifs (nitrification, dénitrification et EBAP); simulations pour évaluer le débit; le schéma d'introduction des eaux usées, la recirculation interne de la liqueur mixte, les exigences du réacteur (TRH) et les conditions ambiantes à l'intérieur du réacteur (aérobies, anoxiques anaérobies) nécessaires pour atteindre les critères relatifs à la teneur en nutriments de l'effluent;
- évaluation de la capacité de l'ensemble de la station et de chaque procédé;
- détermination des phases d'engorgement des procédés;
- évaluation des effets de la variation de la charge hydraulique sur l'efficacité de la station;
- réduction des impacts de la dérivation hydraulique;
- gestion du débit de temps de pluie; combinaison du débit de dérivation et de l'alimentation étagée;
- optimisation du système d'aération, incluant l'augmentation de l'efficacité de transfert en oxygène et les stratégies d'économie d'énergie;
- optimisation des stratégies de recirculation et de soutirage des boues pour contrôler la teneur en MESLM et le T_{cs}, et
- évaluation de la production de boues.

8.1.6 Système de contrôle perfectionné basé sur modèle

Le modèle dynamique mis au point pour une station d'épuration peut servir d'élément central d'un système de contrôle intégral. Le système informatique intégré, utilisé pour la gestion du contrôle et du fonctionnement de la station d'épuration, comprend un modèle dynamique étalonné qui est relié à une base de données SCADA au moyen d'un lien logiciel. Il faut une interface opérateur conviviale qui permette

d'ajuster les paramètres et le fonctionnement à l'écran. L'interface opérateur est reliée au modèle dynamique en arrière-plan et est invisible en cours d'exploitation.

Le système SCADA comprend généralement une base de données historiques et des liens aux capteurs et aux actionneurs de commande. Ce système détermine les paramètres de fonctionnement en direct et en différé alimentant le système de contrôle informatique qui commande le modèle dynamique. Les variables mesurées sont ensuite introduites dans le modèle spécifique au site. Le système de contrôle informatique traite les données puis transmet, par l'intermédiaire du système SCADA, les commandes appropriées, lesquelles sont approuvées par l'opérateur.

La mise en place d'un système de contrôle perfectionné basé sur modèle procure de nets avantages, pour ce qui est de la surveillance et du contrôle des procédés, de l'optimisation et du fonctionnement et de la gestion des opérations. Les principaux avantages qui en découlent sont énumérés ci-après :

- optimisation du procédé en temps réel;
- prévision de la qualité de l'effluent sur une période de quelques heures ou davantage, ce qui laisse du temps à l'opérateur pour réagir et éviter des écarts qui se situent en dehors de la plage normale de fonctionnement;
- avertissement rapide lors de situations nécessitant l'intervention de l'opérateur et plus grande rapidité d'action;
- capacité d'élargir et de maintenir l'étalonnage du modèle dynamique au moyen de modules d'optimisation en direct;
- facilitation des opérations quotidiennes;
- simulation en différé, permettant d'analyser les effets de la modification des stratégies de fonctionnement en vue de l'optimisation et de la gestion des opérations durant les périodes d'entretien, par exemple la dérivation d'un bassin aéré ou d'un clarificateur secondaire;
- amélioration rentable au niveau de la consommation d'énergie et de produits chimique;
- diagnostic des pannes au niveau de l'ensemble de la station ou d'un procédé unique;
- analyse de scénarios simulés;
- détection/alerte en cas de défaillances des capteurs, et
- formation des gestionnaires et des opérateurs.

8.2 Paramètres de contrôle des procédés

Les paramètres de contrôle des procédés et les stratégies qui s'y rapportent doivent permettre de maintenir un rendement élevé dans un large éventail de conditions de fonctionnement. Le contrôle des procédés doit par ailleurs être compatible avec le niveau de traitement requis et être conçu en collaboration avec les gestionnaires et les opérateurs de la station d'épuration. Les systèmes d'I&C doivent offrir suffisamment de latitude pour que les opérateurs puissent choisir les méthodes de contrôle qui sauront le mieux répondre à leurs objectifs (WEF et ASCE, 1998). L'installation de systèmes de surveillance et de contrôle en ligne permet habituellement d'assurer une plus grande stabilité du procédé, de maintenir la qualité de l'effluent et de réduire les coûts de fonctionnement. Une intervention rapide en cas de fluctuations brusques, par exemple de la charge en azote ammoniacal total, peut réduire les risques de dépassement des normes de rejet (Thornberg *et al.*, 1993). La section qui suit présente un aperçu des paramètres types servant au contrôle des procédés et à la surveillance de la chaine liquide d'une STEP.

Tableau 8.2 Paramètres de traitement et débits habituellement mesurés dans la chaîne liquide d'une STEP

Influent brut et flux secondaires	Effluent primaire	Traitement secondaire	Clarification secondaire	Effluent final
Paramètres les plus courants				
DBO_5	$DBOc_5$	MESLM	Concentration de matières en suspension – boues recyclées et excédentaires	$DBOc_5$
$DBOc_5$	TSS	MVSLM	Hauteur du lit de boues	TSS
TSS	Phosphore total	OD		Phosphore total
Phosphore total	Phosphore soluble			Phosphore soluble
Phosphore soluble	NTK			NTK
NTK	NH_4^+ NO_3^-/NO_2^-			NH_4^+ NO_3^-/NO_2^- Température pH
Débit				
Influent			Boues recyclées Boues en excès	
Paramètres moins fréquents				
DBO_5 soluble	DBO_5 soluble	DCO soluble		DBO_5 soluble
NH_4^+	DCO	NH_4^+		DCO
NO_3^-/NO_2^-	Alcalinité			
DCO		Phosphore soluble Alcalinité pH		
Débit				
		Air de procédé		Effluent

8.2.1 Surveillance des stations d'épuration

Le tableau 8.2 résume les paramètres généralement contrôlés et mesurés dans la chaîne liquide d'une STEP. Les paramètres et les débits indiqués ne sont fournis qu'à titre indicatif et devront être corrigés en fonction du type de STEP, de son niveau de complexité et des exigences de traitement qui s'appliquent. La mesure des caractéristiques de l'effluent primaire est essentielle à la caractérisation d'un système biologique, et son importance ne doit pas être sous-estimée.

Ces paramètres peuvent être mesurés à partir d'échantillons composites prélevés de façon manuelle ou automatique et être analysés sur place, dans le laboratoire de la STEP, ou dans un laboratoire de l'extérieur. Des flux secondaires provenant du traitement des boues et des boues excédentaires peuvent se produire périodiquement et ceux-ci doivent aussi être

analysés. Les échantillons instantanés prélevés manuellement renseignent sur les conditions au moment de la prise de l'échantillon, tandis que les échantillons composites représentent une moyenne sur une période de temps. Les données en temps réel qui reflètent le comportement dynamique de la station peuvent être obtenues par l'instrumentation en ligne, au moyen d'instruments installés sur une base permanente ou temporaire. Parmi les paramètres pouvant être mesurés par la surveillance en ligne, mentionnons le débit de l'influent, le débit d'air, le taux d'OD, les matières en suspension, les nutriments (phosphore, azote ammoniacal et nitrates), la température et le pH, le potentiel d'oxydo-réduction et la hauteur du lit de boues. Divers ouvrages traitent plus en détail des débitmètres, des sondes, des compteurs, des analyseurs d'éléments nutritifs (comme les électrodes spécifiques aux ions), ainsi que du matériel et des méthodes d'échantillonnage automatique, notamment CG&S et Hydromantis, Inc. (1996) et APHA *et al.* (1998).

8.2.2 Paramètres de contrôle et stratégies connexes

Une variété de paramètres de contrôle et de stratégies connexes sont appliqués à l'élimination de l'ammoniac. Les mesures obtenues fournissent à l'opérateur des données pouvant servir à étayer les décisions ou à anticiper et à résoudre les problèmes. Il est possible que la stratégie globale requière une mise à niveau du matériel de la station, notamment au niveau de l'instrumentation en ligne. Le cas échéant, les données de traitement et les débits en temps réel recueillis à l'aide d'un système d'acquisition des données sont analysés pour déterminer les besoins. La collecte simultanée de données en temps réel permet de définir diverses interactions. Après avoir déterminé ces interactions, il est possible de régler le contrôle et le fonctionnement de la station de manière à optimiser le rendement et à respecter les normes de rejet (Daigger et Buttz, 1998).

L'analyse des paramètres de traitement à l'intérieur de chacun des réacteurs secondaires, dans le cas de réacteurs en série, ou durant chaque phase du cycle de traitement (par exemple dans un RSD), permet de mieux comprendre les réactions durant le traitement biologique et facilite l'optimisation et le contrôle des procédés.

Les paragraphes qui suivent décrivent les principaux paramètres et stratégies connexes.

8.2.2.1 Température

Le suivi de la température des eaux usées permet d'ajuster différents facteurs influant sur le rendement de la station d'épuration, dont le T_b, les taux de soutirage des boues en excès et de recirculation des boues activées, ainsi que les techniques de contrôle du biofilm, de manière à maintenir en place la biomasse nécessaire à l'efficacité du procédé de nitrification (section 5.1.2). Le taux de recirculation des boues activées est important pour maintenir la concentration de MESLM, tandis que le taux de soutirage des boues en excès sert à contrôler le T_b ou l'âge des boues. On peut aussi mettre en place un système de contrôle automatique du T_b dans les procédés à biomasse en suspension.

8.2.2.2 pH

La mesure du pH renseigne sur le pouvoir tampon des eaux usées et sur la nécessité, ou non, de corriger l'alcalinité. Une baisse du pH en deçà de la plage de fonctionnement optimale (voir le chapitre 4) peut indiquer une alcalinité insuffisante. Or une chute marquée du pH risque de réduire, et même d'interrompre, la nitrification.

8.2.2.3 Alcalinité

La mesure de l'alcalinité des eaux usées ayant subi un traitement primaire permet d'assurer le maintien d'un pouvoir tampon suffisant pour répondre aux besoins de nitrification et maintenir une alcalinité minimale résiduelle dans l'effluent final. La mesure de l'alcalinité à l'intérieur des réacteurs biologiques sert d'indicateur de l'activité de nitrification, puisqu'il y a perte d'alcalinité durant la nitrification. La correction de l'alcalinité, par l'apport de substances basiques, pourrait être indiquée dans les STEP qui traitent des eaux usées brutes de faible alcalinité, ou qui utilisent un procédé de précipitation chimique primaire qui abaisse sensiblement l'alcalinité (section 5.3.2.2).

8.2.2.4 Oxygène dissous

La mesure du taux d'OD dans les réacteurs biologiques permet de contrôler et de corriger, s'il y a lieu, les problèmes suivants :

- Voir au maintien d'une concentration d'OD suffisante à l'intérieur des réacteurs, pour favoriser la nitrification. En général, la concentration minimale d'OD nécessaire à la nitrification, dans les réacteurs aérobies à biomasse en suspension et fixe, s'établit respectivement à 2 et 3 mg/L (section 6.2.2.1).
- Contrôler l'apport d'oxygène et le fonctionnement du système d'aération. Idéalement, l'oxygène insufflé dans les réacteurs biologiques devrait satisfaire à la demande en oxygène associée à l'oxydation du carbone organique et à la nitrification. Les stratégies suivantes sont habituellement utilisées pour contrôler l'apport d'oxygène par la mesure du taux d'OD :
  - Établissement, à partir des relevés historiques du taux mesuré d'OD, d'un profil temporel préprogrammé qui détermine, de façon approximative, les variations types de la demande en oxygène par les composés carbonés et azotés, en fonction des fluctuations quotidiennes du débit et de la charge de l'influent (WEF et ASCE, 1998). L'apport d'oxygène par le système d'aération est corrigé durant le jour en fonction des variations historiques de la teneur en OD de la liqueur mixte et de la charge de l'influent. Ce profil temporel doit être revu périodiquement et corrigé, au besoin. Le contrôle temporel du taux d'OD est recommandé comme mesure de sécurité à l'appui de stratégies plus complexes.
  - La valeur de consigne de la teneur en OD est utilisée pour contrôler automatiquement l'apport d'oxygène en fonction de la mesure du taux d'OD et du débit d'air en ligne (WEF et ASCE, 1998). Ainsi, lorsque la charge de l'influent est faible, le taux d'OD peut être maintenu à sa valeur de consigne minimale; lorsque la charge de l'influent augmente, le taux d'OD augmentera vers la valeur de consigne maximale (Puznava *et al.*, 1999). L'apport d'oxygène et le débit d'air sont corrigés en fonction des fluctuations de la charge en composés carbonés et azotés de l'influent, lesquelles se reflètent dans les variations en ligne du taux d'OD. Cette stratégie peut réduire sensiblement l'apport excessif d'oxygène durant les périodes où la charge de l'influent est faible.

En général, un calendrier bien réglé est aussi efficace qu'un contrôle basé sur la valeur de consigne du taux d'OD, lorsque la charge suit un profil régulier; cependant, lorsque la charge s'écarte des fluctuations normales – une situation susceptible de se produire souvent dans la plupart des stations – le contrôle automatique basé sur la valeur de consigne peut se traduire par des économies d'énergie appréciables, au niveau de l'aération (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996; Puznava *et al.*, 1999).

L'ajustement du débit d'air, associé aux stratégies de contrôle de l'apport d'oxygène, peut se faire à l'aide de divers appareils, dont les suivants :

- Ventilateurs à deux vitesses, procurant deux débits d'air précis. Cette solution est utilisée avec les profils temporels préprogrammés.
- Utilisation de mécanismes d'entraînement à fréquence variable, munis de soufflantes volumétriques et de robinets modulants de l'entrée d'air avec soufflantes centrifuges, pour ajuster le débit d'air en fonction des besoins. L'entraînement à fréquence variable permet de régler la vitesse du moteur des soufflantes volumétriques, de manière à obtenir le débit d'air nécessaire pour respecter la valeur de consigne de la teneur en OD. La position des robinets modulants de l'entrée d'air et des soufflantes centrifuges est modifiée pour obtenir le débit d'air nécessaire en fonction de la valeur de consigne de la concentration d'OD.

- Détecter les rejets toxiques provoqués par des perturbations à l'intérieur du réacteur biologique. Une hausse soudaine de la concentration d'OD mesurée en ligne dans les bassins d'aération pourrait être associée à un apport toxique (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996). Cette hausse de la concentration d'OD reflète en effet une diminution de l'activité biologique qui peut être provoquée par la présence de substances toxiques. De fait, un certain nombre de composés chimiques organiques et inorganiques et de métaux peuvent inhiber les organismes nitrifiants (chapitre 4).

8.2.2.5 Azote ammoniacal

La mesure en ligne de l'azote ammoniacal sert d'indicateur de l'efficacité du procédé de nitrification. La mesure du taux d'azote ammoniacal permet de contrôler et de corriger plusieurs facteurs, décrits ci-après :

- Contrôle de l'apport d'oxygène pour assurer la nitrification en regard de valeurs de consigne minimale et maximale de la teneur en ammoniac de l'effluent. Il a été démontré que les augmentations diurnes de la concentration d'ammonium de l'effluent mesurée en ligne sont reliées aux variations diurnes de la charge de l'influent. De même, une concentration élevée d'ammonium dans l'effluent a été liée à de faibles taux d'OD mesurés en ligne. On peut donc optimiser l'apport d'oxygène, d'après le débit d'air basé sur les valeurs de consigne de l'OD en ligne dans les réacteurs biologiques, elles-mêmes annulées par les valeurs de consigne minimale et maximale de la teneur en ammonium de l'effluent mesurée en ligne (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996; Puznava *et al.*, 1999; Sorensen *et al.*, 1999). La valeur de consigne de l'OD est déterminée directement à partir de la concentration d'azote ammoniacal total de l'effluent. Cette stratégie offre la latitude nécessaire pour varier le débit d'air et l'apport d'oxygène en fonction des variations de la charge en ammoniac (WEF et ASCE, 1998) et peut en outre favoriser le respect des critères relatifs à la teneur en azote ammoniacal total de l'effluent (Puznava *et al.*, 1999).

- Contrôle de la durée des phases de traitement. La mesure en ligne du taux d'ammoniac dans les bioréacteurs renseigne sur le contrôle dynamique de la durée de la phase de traitement (Thornberg *et al.*, 1993). La stratégie de contrôle s'appuie sur le principe voulant que la phase de nitrification prend fin lorsque la teneur en azote ammoniacal total est faible. Durant le procédé de nitrification, la

concentration d'ammonium est contrôlée et la phase prend fin en comparant les valeurs de consigne de la teneur en ammoniac de l'effluent. Cette stratégie peut être combinée au contrôle de l'apport d'oxygène pour la nitrification, en regard des valeurs de consigne minimale et maximale pour l'ammoniac dans l'effluent. Le débit d'air et la valeur de consigne de l'OD sont donc réglés en fonction des variations de la charge en azote ammoniacal total.

Cette stratégie visant à contrôler la durée de la phase de traitement a été appliquée à certains procédés en chenal d'oxydation à écoulement continu avec dénitrification, dont les systèmes à deux et trois chenaux comme les systèmes BioDenitro DE et BioDenitro T respectivement (annexe A). Le logiciel *Superior Tuning and Reporting* (STAR), mis au point par Krüger, intègre ces stratégies pour contrôler la durée des phases et l'apport d'oxygène, en vue d'améliorer la nitrification et l'élimination des éléments nutritifs. Pareille stratégie serait également utile au procédé par réacteur séquentiel discontinu, pour régler la durée des cycles de traitement aérobie.

- Équilibrage des flux secondaires chargés d'ammoniac provenant des procédés de traitement des boues dans un bassin tampon, et des charges maximales de l'influent non traité dans les bassins de stockage d'urgence existants. La réintroduction des eaux dans le traitement biologique est ensuite contrôlée à l'aide d'un calendrier et de la valeur de consigne pour l'ammoniac mesuré en ligne (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996; Sorensen *et al.*, 1999).
- Contrôle du nombre de cellules de biofiltration en usage et en réserve. Cette stratégie est utilisée pour les réacteurs aérobies à lit fixe immergé (FBA), et plus particulièrement le procédé Biostyr (Sorensen *et al.*, 1999). Cette stratégie a pour but de sélectionner le nombre de cellules de biofiltration en mode d'attente, d'après le débit de l'influent et la concentration d'azote ammoniacal total de l'influent et de l'effluent. Un faible débit combiné à une concentration peu élevée en azote ammoniacal total augmente le nombre de cellules en attente. De cette manière, on maintient une charge en azote ammoniacal total élevée et presque constante dans les cellules de biofiltration, ce qui a pour effet d'accroître l'efficacité de chaque cellule. Qui plus est, l'exploitation d'un nombre approprié de biofiltres favorise le développement d'un niveau élevé de biomasse active qui peut traiter des charges élevées en azote ammoniacal total, en plus des charges usuelles (Sicard *et al.*, 1999).
- Contrôle des charges maximales en azote ammoniacal total pour accroître le volume du réacteur aéré. Cette stratégie est appliquée au réacteur Biostyr (Sorensen *et al.*, 1999). La concentration d'azote ammoniacal total dans l'effluent est mesurée en ligne et comparée à une valeur de consigne élevée pour l'ammoniac. Si la concentration d'azote ammoniacal total dans l'effluent dépasse la valeur de consigne maximale, le mécanisme passe automatiquement d'une insufflation d'air dans le milieu du bassin à une aération à partir du fond (section 5.1.4), ce qui permet pratiquement de doubler le volume aéré.

8.2.2.6 Taux de consommation d'oxygène

Le taux de consommation d'oxygène est reconnu comme un moyen de surveiller et de contrôler les procédés aux boues activées. Le taux de consommation d'oxygène se définit comme le taux auquel les micro-organismes de la biomasse utilisent l'oxygène pour la consommation des composés carbonés et azotés et leur croissance; il offre donc une mesure de l'activité biologique et est généralement exprimé en milligrammes

d'oxygène par gramme de MVSLM par heure, ce que l'on désigne également par taux de respiration. Un taux de consommation d'oxygène élevé signifie une activité biologique élevée, alors qu'un taux peu élevé indique que l'activité biologique est faible (Metcalf & Eddy, 1991). CG&S et Hydromantis, Inc. (1996), de même que APHA *et al.* (1998), décrivent le test et l'équipement utilisés pour mesurer le taux de consommation d'oxygène. Le taux de consommation d'oxygène, ou taux de respiration réel dans le bassin d'aération, peut être mesuré à l'aide de respiromètres du commerce, si les flux d'échantillonnage des eaux usées et les boues activées sont mélangées dans le bassin de respiration de manière à ce que le rapport entre le flux des eaux usées et le volume du bassin soit égal au rapport entre le flux de l'influent et le volume du bassin d'aération (Hydromantis, Inc., 1996).

Les techniques basées sur la respirométrie peuvent être utilisées pour des essais de biotraitabilité préliminaires (section 6.3.2.2) et l'évaluation des paramètres de modélisation.

La mesure du taux de consommation d'oxygène permet de contrôler plusieurs facteurs, dont les suivants :

- Indique la présence d'effets toxiques sur les boues activées. Les composés toxiques présents dans les eaux usées peuvent réduire considérablement l'activité biologique et, partant, le taux de respiration réel. Cependant, le taux de respiration est également sensible aux fluctuations de la charge des eaux usées soumises au procédé des boues activées. Il faut donc utiliser une variable moins sensible à la charge appliquée, par exemple le taux de respiration maximal, pour discerner l'effet des composés toxiques.

  Le taux de respiration maximal est déterminé à l'aide d'un respiromètre rempli d'une quantité excessive d'eaux usées brutes. On s'approche du taux de respiration maximal à mesure que la concentration du substrat augmente. Ce taux sert de taux de référence, sans apport toxique. Les composés toxiques rejetés dans les eaux usées brutes seront également appliqués en quantités excessives sur le respiromètre, et l'effet toxique se manifestera par une diminution du taux de respiration maximal. Comme la biomasse est davantage exposée aux composés toxiques dans le respiromètre que dans le bassin d'aération, les effets des composés toxiques sur la biomasse peuvent être décelés avant qu'il n'y ait inhibition de la biomasse; ils peuvent donc servir de paramètres d'alerte rapide pour les opérateurs (Hydromantis, Inc., 1996).

- Contrôle la durée des phases de traitement. La mesure en ligne du taux de consommation d'oxygène dans la liqueur mixte peut servir à déterminer les taux d'oxydation du carbone, de l'ammonium et des nitrites. Un respiromètre discontinu en ligne, avec ajout sélectif d'inhibiteurs de la nitrification, sert à évaluer et à surveiller rapidement les divers états d'oxydation et, plus particulièrement, à évaluer l'efficacité du procédé de nitrification dans les bassins à boues activées (Surmacz-Gorska *et al.*, 1996).

  Cette stratégie permet de déceler l'oxydation de l'ammonium en nitrites durant la phase aérobie. Par ailleurs, la diminution des taux d'oxydation de l'ammonium et des nitrites coïncide bien avec une baisse des concentrations d'ammonium et de nitrites. Donc, lorsque le taux d'oxydation de l'ammonium atteint un très bas niveau, cela signifie que l'ammonium a été complètement oxydé en nitrites. De même, lorsque le taux d'oxydation des nitrites diminue, c'est dire que

les nitrites ont été oxydés en nitrates. La durée de la phase d'aération peut donc être ajustée en fonction de la variation du taux d'oxydation, la phase d'aération pouvant par exemple être interrompue, ou l'apport d'oxygène réduit, lorsque le taux d'oxydation de l'ammonium indique que la totalité de l'ammonium a été transformée en nitrites.

Compte tenu des variations quotidiennes des charges de l'influent, cette méthode permet de régler la durée de la phase de traitement aérobie en fonction des variations de la charge. Dans un réacteur séquentiel discontinu, cette stratégie se traduit par des cycles plus longs lorsque la charge de l'influent est élevée, et des cycles plus courts lorsqu'elle est faible.

8.2.2.7 Potentiel d'oxydo-réduction

Le potentiel d'oxydo-réduction (Eh), également désigné potentiel redox, mesure les conditions d'oxydation ambiantes dans la liqueur mixte. La nécessité d'accroître l'élimination de l'azote a rendu nécessaire l'utilisation de zones aérobies et anoxiques. Comme l'indique le tableau 8.3, le potentiel d'oxydo-réduction peut être lié aux conditions de traitement ambiantes ainsi qu'aux réactions d'élimination de l'azote, c'est-à-dire la nitrification et la dénitrification (Charpentier *et al.*, 1986). Certains fabricants se basent sur le potentiel d'oxydo-réduction pour mieux distinguer l'élimination du carbone de la nitrification en milieu aérobie. On contrôle habituellement le potentiel d'oxydo-réduction dans les réacteurs aux boues activées à faible charge, qui doivent produire un effluent de haute qualité quant à sa teneur en azote (Charpentier *et al.*, 1998).

Une valeur limite élevée (160 mV) de Eh (électrode Ag/AgCl) a été appliquée au procédé de nitrification en bassins d'aération, pour obtenir une concentration d'ammonium dans l'effluent inférieure à 3 mg/L (Charpentier *et al.*, 1986). La valeur maximale de Eh pour un procédé de nitrification optimisé a été fixée à 200 mV (électrode Ag/AgCl) (Charpentier *et al.*, 1998). Il serait également possible de contrôler le procédé de nitrification au moyen de valeurs de consigne du potentiel d'oxydo-réduction mesurées en ligne, lesquelles seraient annulées par les valeurs de consigne minimale et maximale de la concentration d'ammonium dans l'effluent mesurées en ligne. Donc, suivant les variations de la teneur en ammonium dans l'effluent, le débit d'air pourrait être réglé de manière à accroître l'apport d'oxygène pour obtenir un Eh optimal (~200 mV) et ainsi optimiser la nitrification, ou le débit d'air pourrait au contraire être réduit lorsque la teneur en ammonium de l'effluent est faible. À l'inverse, la valeur de Eh peut être abaissée pour la régulation d'un milieu réducteur servant à la dénitrification.

Parmi les systèmes automatisés conçus pour une analyse plus sensible du potentiel d'oxydo-réduction au moyen d'indicateurs redox, mentionnons les contrôleurs logiques SUPEROXYDOSE et REGUL'N® (Charpentier *et al.*, 1998); dans ce dernier appareil (REGUL'N®), les valeurs de consigne attribuées au Eh sont annulées par des capteurs qui mesurent en ligne la teneur en azote, sous forme d'ammonium ou de nitrates selon les normes de rejet qui s'appliquent.

Tableau 8.3 Potentiel d'oxydo-réduction et élimination des composés carbonés et azotés (Charpentier *et al.*, 1986)

Potentiel d'oxydo-réduction référence : Ag/Ag Cl	Conditions de traitement	C	N
+ 100 mV	Présence de 0_2 dissous Zone aérobie Respiration aérobie	Voie oxydative $\rightarrow CO_2 + H_2O$	Nitrification $NH^+_4 \rightarrow NO^-_3$
0 mV+	Présence de NO^-_3 Absence de 0_2 dissous Zone anoxique Respiration anaérobie	Voie oxydative $\rightarrow CO_2 + H_2O$	Dénitrification $NO^-_3 \rightarrow N_2$
- 300 mV	Absence de 0_2 dissous et de NO^-_3 Zone anaérobie Fermentation	Voie de fermentation $\rightarrow$ Acides volatils	Réduction améliorée $\rightarrow NH_4^+$
- 500 mV		Voie de fermentation $\rightarrow$ Méthane	

Chapitre 9
Études de cas

Chapitre 9
Études de cas

Ce chapitre décrit des études de cas qui illustrent l'application de procédés d'élimination de l'ammoniac dans des STEP au Canada et d'ailleurs et présente une description exhaustive de deux cas particuliers, soit la STEP de Little River dans la ville de Windsor, en Ontario (section 9.1.1) et la STEP de Saint-Nicolas, située à proximité de Québec (section 9.1.2). Un bref résumé d'un certain nombre d'autres STEP utilisant divers procédés et scénarios de traitement axés sur l'élimination de l'ammoniac est présenté à la section 9.1.3, complété de sommaires (tableaux 9.3 et 9.4) – cette information sommaire est basée sur des études et des ouvrages publiés.

9.1 Études de cas examinées

9.1.1 Étude de cas exhaustive nº 1 : Évaluation et optimisation de la STEP de Little River

9.1.1.1 Contexte

Une étude exhaustive basée sur les techniques de vérification des procédés a été réalisée à la STEP de Little River, de la ville de Windsor, où il avait été proposé de réduire la capacité afin d'y assurer la nitrification. Cette étude a permis de démontrer les avantages appréciables de la vérification des procédés, comme moyen de déterminer la capacité réelle d'une station en place et ses possibilités de traitement; de fait, à la lumière des résultats obtenus, il a été décidé, non pas de réduire, mais au contraire d'accroitre, la capacité de la station (Newbigging *et al.*, 1994; CG&S et Hydromantis, Inc., 1996). Il a en effet été démontré que, même si les taux de charge appliqués à la station existante durant l'évaluation des procédés dépassaient les niveaux de référence établis pour la nitrification, il était néanmoins possible d'obtenir un niveau de traitement satisfaisant par l'optimisation et un meilleur contrôle des procédés (WERF, 1999).

9.1.1.2 Description de l'installation

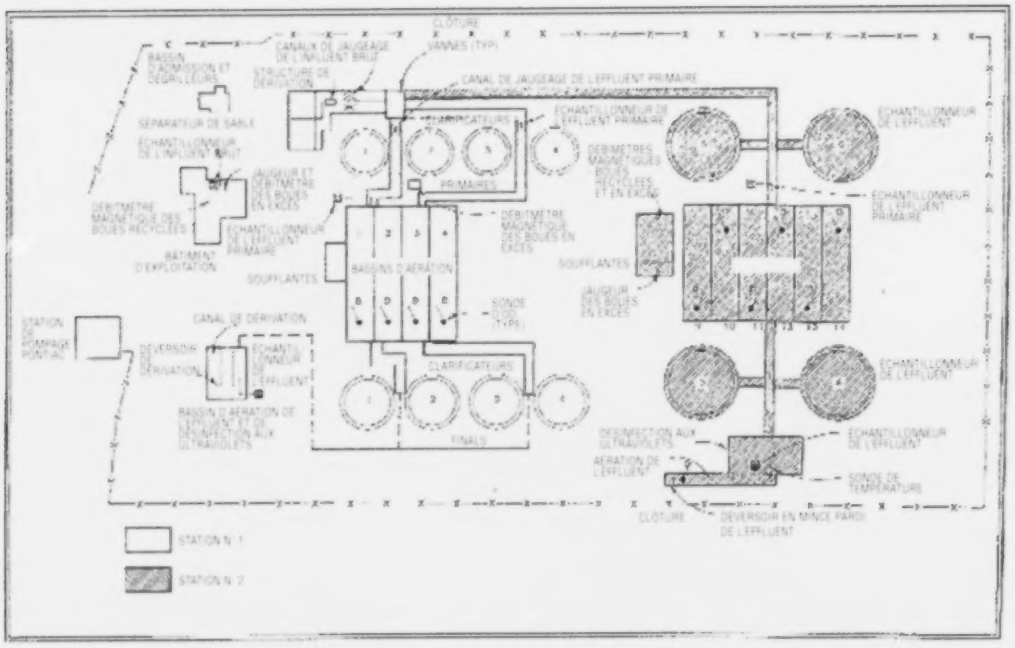
Au moment de l'étude, la STEP de Little River assurait un traitement secondaire des eaux usées au moyen de deux stations distinctes (c.-à-d. stations nº 1 et 2), qui utilisaient des procédés classiques aux boues activées et avaient une capacité nominale globale de 63,7 MLD (14 MIGD). Durant la période à l'étude, soit de 1989 à 1993, le débit a été en moyenne de 38,2 MLD (8,4 MIGD). La figure 9.1 présente un schéma de la STEP de Little River.

La STEP de Little River procède au pompage, au dégrillage et au dessablage des eaux usées mixtes brutes, puis à l'ajout d'aluminium pour l'élimination du phosphore, avant de répartir le flux entre les deux stations. Les deux stations parallèles utilisent un traitement primaire amélioré, un traitement secondaire classique aux boues activées et un procédé de désinfection aux ultraviolets.

La station nº 1 (capacité nominale de 36,4 MLD et facteur de pointe de 2) compte quatre bassins d'aération parallèles aux boues activées, d'un volume total de 4 900 m^3, avec un TRH nominal moyen de 3,2 heures. L'aération se fait au moyen d'un dispositif mécanique dans l'un des bassins d'aération et de diffuseurs à pores fins dans les trois autres. L'étape de clarification secondaire se déroule dans quatre bassins de sédimentation circulaires d'une superficie totale de 1 870 m^2, avec une vitesse de déversement nominale en surface de 38,9 m^3/m^2 par jour, au débit maximal. La station nº 1 n'avait pas été conçue au départ pour la nitrification.

La station nº 2 (capacité nominale de 27,3 MLD et facteur de pointe de 2) a été conçue pour la nitrification et comporte six bassins d'aération

Figure 9.1 Schéma de la STEP de Little River



parallèles d'un volume total de 7 634 m³ (TRH nominal moyen de 6,0 heures). Les bassins d'aération sont munis d'un système d'aération à pores fins et on peut y créer une zone anoxique amont et mettre en place un mode de fonctionnement à alimentation étagée. L'étape de clarification secondaire se déroule dans deux bassins de sédimentation circulaires d'une superficie totale de 2 200 m², pour une vitesse d'écoulement nominale en surface de 24,8 m³/m² par jour, au débit maximal. Le système de ventilation de 640 kW, qui sert à l'insufflation d'air dans les deux stations, a une capacité d'oxygénation nominale de 21 tonnes d'oxygène par jour (avec 0 mg d'OD résiduel par litre).

9.1.1.3 Conclusions de la vérification des procédés

Avant la construction de la station n° 2, en 1988, la délivrance d'un certificat d'approbation conditionnelle, exigeant que l'ensemble de la station puisse assurer l'élimination du carbone organique et la nitrification, y compris aux débits de pointe, avait soulevé des doutes quant à la capacité réelle de la station existante (c.-à-d. la station n° 1) et de la nouvelle (station n° 2). On avait donc envisagé d'abaisser la capacité globale à 45,5 MLD pour satisfaire aux exigences supplémentaires en matière de traitement, y compris la nitrification.

Or, fait important, la vérification des procédés et les analyses d'optimisation ont révélé qu'en assurant un contrôle précis et constant du T_c et en apportant un certain nombre d'améliorations

physiques à la station n° 1 (c.-à-d. remplacement des aérateurs mécaniques dans le bassin par des diffuseurs à pores fins, installation de chicanes dans les clarificateurs secondaires et installation d'un système de chloration des boues recyclées pour contrôler la croissance des bactéries filamenteuses), la station pourrait assurer la nitrification durant toute l'année, et ce à des taux de charge hydraulique supérieurs au régime nominal initialement prévu. Les conclusions de l'évaluation ont révélé que le T_c devait être maintenu à une valeur de consigne supérieure à 7 jours, pour maintenir une concentration en azote ammoniacal total dans l'effluent inférieure à 2 mg/L durant toute l'année, et qu'il devait être encore plus long durant l'hiver, pour neutraliser les effets de la basse température des eaux usées. Un modèle de soutirage des boues a donc été élaboré et mis en place, pour estimer le taux de purge requis, d'après les données de traitement des 7 derniers jours, pour assurer un contrôle sans problème du T_c.

Durant la vérification des procédés, le rendement de chacune des deux stations a été évalué séparément, en regard de taux de charge hydraulique, organique et azotée élevés. Des essais sous contrainte ont aussi été réalisés, en augmentant le taux de charge des deux stations, par la mise hors service de certains des réservoirs en place. D'autres techniques de vérification ont aussi été utilisées pour déterminer la capacité réelle de chaque station, dont les suivantes :

- examen des données historiques sur le fonctionnement et le rendement du procédé;
- échantillonnage et analyse en différé, y compris un programme exhaustif d'assurance de la qualité et de contrôle de la qualité (AC/CQ);
- surveillance en ligne;
- mesure du transfert d'oxygène du système d'aération;
- évaluation de la mesure du débit;
- analyse microscopique des micro-organismes, et
- mise en œuvre et évaluation d'une stratégie de contrôle du soutirage des boues.

9.1.1.3.1 Évaluation de la station n° 1

Des essais sous contrainte de la station n° 1 ont été menés sur une période de huit mois, pour évaluer dans quelle mesure l'installation pouvait respecter les critères de rejet durant l'hiver, le printemps, ainsi qu'à l'été et l'automne. Ces trois périodes ont été choisies de manière à représenter l'éventail des conditions d'exploitation, dont les basses températures durant l'hiver susceptibles de nuire à la nitrification, les débits élevés de l'influent au printemps associés au temps pluvieux et l'augmentation de la charge organique de l'influent à la fin de l'été et au début de l'automne, provoquée par un apport industriel maximal provenant d'une conserverie locale.

Durant les essais sous contrainte, de 60 à 70 % du débit total des eaux usées a été dirigé dans la moitié de la station n° 1. Le rendement de l'installation sous contrainte a été déterminé à partir des données d'instrumentation en ligne et des résultats d'un programme d'échantillonnage et d'analyse chimique en différé visant à mesurer les concentrations des paramètres habituels dans l'influent, l'effluent primaire, l'effluent traité dans la station sous contrainte et l'effluent provenant de l'ensemble de la station.

Les essais sous contrainte et les tests de transfert d'oxygène ont révélé que rien ne justifiait une diminution du débit quotidien moyen de la station n° 1, car elle pouvait respecter toutes les normes de rejet, y compris en matière de nitrification, au débit nominal initial (36,4 MLD). Les essais sous contrainte ont permis d'évaluer le pire des scénarios pour ce qui est de la charge en contaminants, car les essais ont porté généralement sur des concentrations moyennes dans l'influent correspondant à un taux de charge

hydraulique maximal, alors que les concentrations réelles dans l'influent (en particulier de NTK et d'azote ammoniacal total) durant des événements pluvio-hydrologiques ont tendance à être inférieures à la normale.

Les essais sous contrainte ont également indiqué que, malgré la capacité réduite de l'installation d'assurer une nitrification quasi complète (c.-à-d. <2 mg d'azote ammoniacal total par litre) au taux de charge hydraulique atteint lors d'un jour de pointe durant l'hiver, l'effluent respectait néanmoins les normes de rejet (c.-à-d. concentration mensuelle moyenne et concentration quotidienne non conforme, s'établissant respectivement à 6,0 et 8,0 mg d'azote ammoniacal total/L). Or les concentrations mensuelle moyenne globale et mensuelle maximale d'azote ammoniacal total dans l'effluent traité durant l'étude ont été respectivement de 2,2 et 5,8 mg/L.

9.1.1.3.2 Évaluation de la station n° 2

Une approche similaire a par la suite été utilisée pour les essais sous contrainte de la station n° 2. Durant une période d'évaluation intensive de 13 mois, les dispositifs d'aération ont été exploités au tiers environ de leur capacité, tandis que les clarificateurs primaires et secondaires l'ont été à la moitié de leur capacité. Le TRH, la charge massique et le T_c dans le bassin d'aération ont été en moyenne, respectivement de 3,5 heures, 0,22 kg DBO$_5$/kg MVSLM par jour et 8 jours durant une période de six mois, tandis que la vitesse de débordement en surface et le taux de charge en matières solides dans le clarificateur secondaire ont dépassé, à certaines occasions, les lignes directrices du ministère de l'Environnement de l'Ontario (MEO, 1984). La vérification des procédés a été basée sur une surveillance en ligne, un échantillonnage et une caractérisation en différé, ainsi qu'une évaluation de la capacité d'oxygénation du système d'aération; durant cette vérification, le système d'alimentation étagée de la station n° 2 a été évalué, de même que la capacité et l'efficacité du système de désinfection aux ultraviolets.

Sept périodes de fonctionnement distinctes ont été définies durant l'hiver, au printemps et à l'été et l'automne, de même que différents taux de charge hydraulique et perturbations (p. ex., période de soutirage excessif des boues et période avec charge organique excessive provenant de la conserverie). Les concentrations moyennes en NTK dans les eaux usées brutes et l'effluent primaire ont été respectivement de 26 et 22 mg/L. Les concentrations mensuelle moyenne globale et mensuelle maximale en azote ammoniacal total dans l'effluent traité ont été respectivement de 0,9 et 3,1 mg/L. À la lumière des résultats des essais sous contrainte, il a été recommandé de hausser la capacité nominale de la station n° 2 à 36,4 MLD.

9.1.1.4 Estimation des économies réalisées

À l'aide du logiciel CapdetWorks^{TM} mis au point par Hydromantis, Inc. et à la lumière des résultats de l'évaluation des procédés, les économies équivalant aux coûts de construction épargnés en augmentant la capacité de traitement de la STEP de Little River ont été estimées à environ 4,6 millions de dollars. Ce coût estimatif total correspond au coût en dollars canadiens courants et inclut tous les travaux de construction, les ouvrages de génie civil, la préparation du site, les installations électriques, les canalisations extérieures, le système d'I&C, etc. qu'aurait nécessité l'agrandissement physique des deux stations existantes pour se conformer aux lignes directrices de conception du ministère de l'Environnement de l'Ontario en vue d'y assurer la nitrification (MEO, 1984) en regard d'une capacité totale de 72,8 MLD. Les dimensions physiques des deux stations existantes et les données historiques sur les caractéristiques de

l'influent ont servi de données d'entrée aux fins des calculs à l'aide du logiciel.

Le montant estimatif des économies (4,6 millions de dollars) comprend un montant de 3,5 millions qu'il aurait fallu investir pour accroître la capacité des étapes d'aération et de clarification secondaire de la station n° 1, afin de satisfaire aux normes de conception du ministère de l'Environnement de l'Ontario. Le reste (soit 1,1 million) correspond aux coûts qu'aurait nécessité l'expansion de l'étape d'aération à la station n° 2, pour obtenir un TRH de 6 heures au débit accru proposé de 36,4 MLD (à ce débit, l'étape de clarification secondaire n'aurait par contre nécessité aucune modification).

9.1.1.5 Sommaire

La vérification exhaustive des procédés a fait la preuve qu'il n'y avait pas lieu d'abaisser à 45,5 MLD la capacité de la STEP de Little River pour assurer la nitrification, puisque la nitrification pouvait être réalisée à un TRH relativement peu élevé dans le bassin d'aération (entre 2,6 et 3,5 heures). Elle a aussi révélé que l'installation avait une capacité hydraulique moyenne de 72,8 MLD, en tenant compte des caractéristiques de l'influent et des conditions de fonctionnement existantes, ainsi que de la non-conformité de l'effluent relevées durant l'étude.

Durant les études, même si les charges appliquées durant les étapes d'aération et de clarification secondaire aux deux stations ont eu tendance à dépasser les valeurs recommandées dans les lignes directrices du ministère de l'Environnement de l'Ontario sur la conception des stations d'épuration pour assurer la nitrification par les procédés aux boues activées (MEO, 1984; voir l'annexe A), un rendement satisfaisant a été obtenu, même sur le plan de la nitrification. Les essais sous contrainte ont permis de déterminer les améliorations à apporter à l'ensemble de l'installation pour une plus grande polyvalence des opérations et accroître encore davantage la capacité totale (CG&S et Hydromantis, Inc., 1996). Une formation a aussi été offerte aux opérateurs de la STEP de Little River sur le contrôle des procédés, et d'autres appareils d'instrumentation et de contrôle en ligne ont été mis en place pour favoriser l'optimisation du rendement des procédés de traitement.

Cet accroissement de la capacité a en outre procuré à la ville une grande marge de manœuvre, quant aux possibilités de croissance future, et a plus que justifié les efforts et les ressources consacrés à l'évaluation et à l'optimisation des procédés. En augmentant le régime nominal du système de traitement, la ville a réalisé des économies de plusieurs millions de dollars, car cela lui a permis d'éviter des travaux de construction.

9.1.2 Étude de cas exhaustive n° 2 : STEP de Saint-Nicolas (Québec)

9.1.2.1 Contexte

La STEP de Saint-Nicolas, située sur la rive sud du Saint-Laurent, à proximité de la ville de Québec, traite les eaux usées de trois municipalités, soit Saint-Nicolas, Charny et Saint-Rédempteur. Les eaux usées municipales sont composées en partie d'un effluent industriel, qui représente de 10 à 15 % de la charge totale de l'influent acheminé à la station d'épuration. Les industries qui rejettent leurs eaux de fabrication dans les égouts municipaux incluent deux usines de transformation des aliments, ainsi qu'une usine de traitement de l'aluminium dotée sur place d'installations de prétraitement physico-chimique.

Les réacteurs séquentiels discontinus (RSD) utilisés à la STEP de Saint-Nicolas offrent une marge de manœuvre relativement grande, quant au contrôle des conditions et du cycle de traitement. Le traitement biologique par RSD

Tableau 9.1 Caractéristiques de l'influent et normes de rejet à la STEP de Saint-Nicolas

Paramètres	Critères de conception finals (année référence : 2002)	Valeurs moyennes réelles des paramètres mesurés (2000)	Normes de rejets dans la rivière Chaudière
Population	35 950	34 150	
Débit (m^3/j)	19 480	13 400 [1]	
DBO_5 (mg/L)	114	108	30 (menseulle) 20 (annuelle)
Matières en suspension (mg/L)	125	183	30 (menseulle) 20 (annuelle)
NTK (mg/L)	21	20	— [2]
$N\text{-}NH_3$ (mg/L)	9	14	— [2]
Phosphore total (mg/L)	3	4	1,0 (mensuelle, 15 mai au 15 novembre) 0,8 (15 mai au 15 novembre)
Coliformes fécaux (organismes/100 mL)			600 (1er juin au 30 septembre) 1 500 (mai et octobre)

[1] La valeur correspond au débit moyen traité à la STEP.

[2] Il n'existe aucune norme de rejet actuelle.

et le procédé aux boues offrent la possibilité d'éliminer complètement les nutriments par voie biologique. La station d'épuration réduit la DBO_5 et les matières en suspension en deçà des normes de rejet, tout en maintenant l'activité de nitrification. La déphosphatation se fait actuellement au moyen du procédé normal d'assimilation par la biomasse, mais il serait possible d'y installer un procédé biologique amélioré de déphosphatation, car la station dispose des installations et des mécanismes de régulation nécessaires pour ce procédé de traitement avancé.

Le tableau 9.1 résume les caractéristiques des eaux usées municipales et les normes de traitement en vigueur à la station de Saint-Nicolas.

9.1.2.2 Options de traitement

Deux technologies principales ont été évaluées durant les phases préliminaires du projet, la biofiltration et les RSD étant retenus comme les deux technologies pouvant assurer le traitement biologique secondaire et la nitrification. Ces deux procédés sont des technologies modulaires qui ne requièrent, ni clarification secondaire, ni recirculation des boues (section 5.1.3.1, section 5.1.4 et annexe A).

Au début, on a cru que le débit élevé mesuré au printemps était dû à la nappe phréatique haute. Cependant, après réévaluation des conditions de la nappe phréatique durant les phases préliminaires, il a été déterminé que le débit élevé mesuré en avril et précédemment associé à la hauteur de la nappe phréatique était plutôt dû au débit causé par le dégel printanier,

de plus courte durée. Le débit mesuré au début de mai a quant à lui été attribué à la nappe phréatique haute et non à la nappe moyenne. L'évaluation des conditions de la nappe phréatique et la période précise à laquelle est mesuré le débit ont une incidence sur le choix du procédé biologique.

La biofiltration est un procédé à biomasse fixe qui offre la possibilité de combiner le traitement biologique et la filtration des matières en suspension, pendant que les eaux usées s'écoulent à travers le milieu. Parmi les facteurs propres à la biofiltration, mentionnons les suivants :

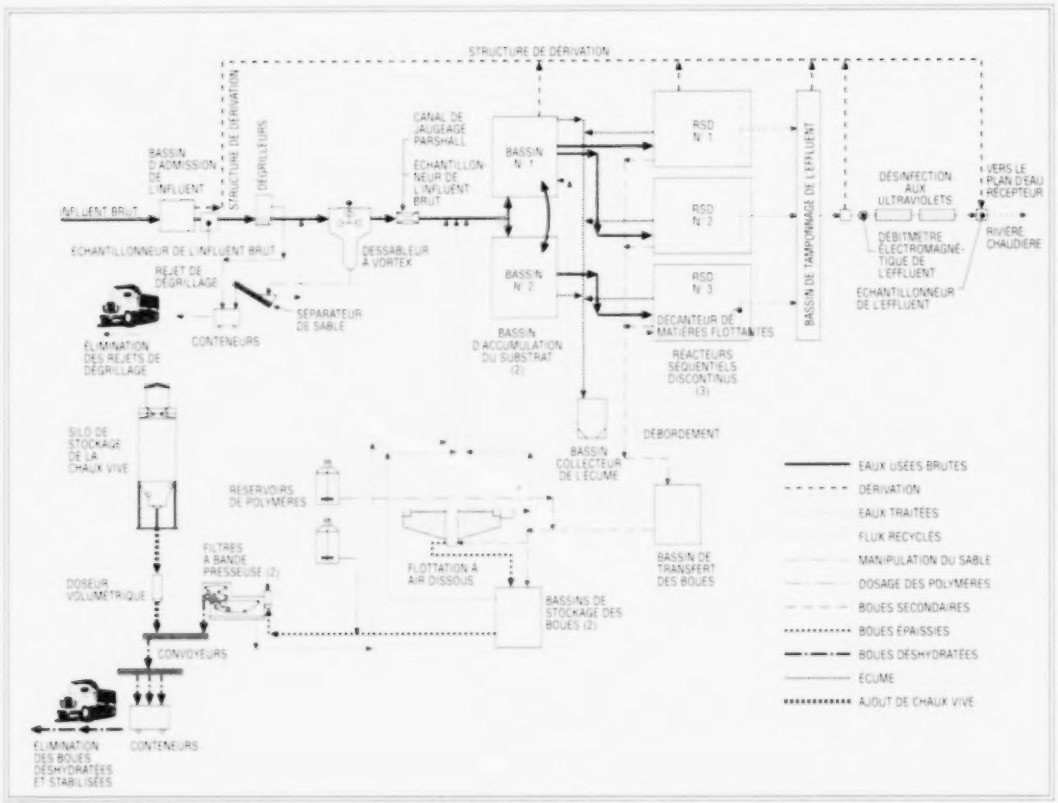
- La combinaison du système à biomasse fixe et du procédé de filtration à l'intérieur d'un même réacteur assure un rendement plus stable et plus fiable, et une meilleure résistance aux perturbations.
- La biofiltration permet le maintien de charges hydrauliques élevées imputables aux eaux diluées.
- Il risque beaucoup moins d'y avoir élimination des micro-organismes, durant les périodes de pointe hydraulique, de faible DBO_5 et de faible apport nutritif, que dans les procédés à biomasse en suspension, car le biofilm est fixé au milieu.

Les RSD sont une variante du procédé aux boues activées avec biomasse en suspension. Les RSD consistent en des réacteurs parallèles qui se caractérisent par un mode d'alimentation discontinue et un volume variable. Chaque réacteur fonctionne durant un cycle qui commence par une alimentation discontinue, suivie des périodes d'aération et de brassage seulement pour le traitement biologique, la sédimentation de la biomasse en suspension et la décantation de l'effluent surnageant traité. La clarification de la liqueur mixte se fait dans les bassins aérés, par l'interruption de l'aération et du brassage. Parmi les particularités du RSD, mentionnons les suivantes :

- Le RSD est plus polyvalent et permet un meilleur contrôle des procédés; il peut donc mieux s'adapter à une variété de configurations.
- Le maintien prolongé d'un débit élevé conjugué à des eaux diluées peut nuire au fonctionnement, et l'élimination de la biomasse peut être un problème grave.
- Le contrôle des conditions de traitement (aérobie/anoxique/anaérobie) et de la durée des cycles, durant les diverses phases de sélection des micro-organismes, peut favoriser l'efficacité des procédés tertiaires avancés, comme la nitrification, la dénitrification et l'EBAP.
- Le contrôle de la durée de la phase d'aération peut assurer une période d'aération plus longue et favoriser ainsi un procédé de nitrification complet.
- La désinfection peut être plus difficile à réaliser avec le RSD qu'avec la biofiltration à cause de la décantation discontinue des réacteurs et ceci pourrait nécessiter un tamponnage de l'effluent traité.

En ce qui a trait aux conditions hydrauliques, le débit élevé initialement attribué à la hauteur de la nappe phréatique laissait croire au maintien de conditions d'eaux diluées pendant une longue période, ce qui aurait favorisé la biofiltration. Cependant, à la suite de la révision de l'état de la nappe phréatique, le débit élevé auparavant associé à la hauteur de la nappe phréatique a été attribué au débit provoqué par le dégel printanier, lequel dure moins longtemps. Cette période moins longue de débit printanier élevé et d'eaux diluées est moins néfaste pour les procédés à biomasse en suspension en RSD.

Figure 9.2 Schéma de la STEP de Saint-Nicolas



L'utilisation du RSD pour l'élimination biologique améliorée du phosphore (EBAP) offre en outre plusieurs avantages sur la déphosphatation par voie chimique qu'il aurait fallu combiner au procédé de biofiltration. Les principaux avantages de l'EBAP incluent la réduction, voire l'élimination, des produits chimiques pour l'élimination du phosphore, la réduction de la quantité de boues excédentaires produites, un traitement plus facile des boues et la possibilité d'utiliser les boues en excès comme amendement du sol (section 5.3.2.1). Il est également possible d'obtenir un taux de nitrification accru durant la phase aérobie, en éliminant la majeure partie du substrat organique soluble durant la phase anaérobie.

Les technologies ont aussi été évaluées afin de pouvoir comparer l'ordre de grandeur des coûts des deux options. Cette évaluation a révélé que les coûts de construction et d'exploitation du RSD étaient respectivement de 19 % et 8 % inférieurs à ceux de la biofiltration, les coûts combinés (actualisés) de construction et d'exploitation des RSD étant de 15 % inférieurs à ceux de la biofiltration.

Sur la base des conditions hydrauliques révisées, de la polyvalence et des possibilités de régulation

du RSD, ainsi que des coûts de construction et d'exploitation moindres, le RSD a été recommandé pour la STEP de Saint-Nicolas.

9.1.2.3 Description de l'installation

La figure 9.2 présente un schéma de la STEP de Saint-Nicolas, dont les principales composantes sont décrites brièvement dans la présente section. Les eaux usées sont soumises à divers traitements, dont un prétraitement, des traitements biologiques secondaire et tertiaire et une désinfection. Les installations de traitement des boues excédentaires comprennent des installations d'épaississement, de déshydratation et de stabilisation.

Les eaux usées brutes sont d'abord introduites dans le bassin d'admission de l'influent à l'intérieur duquel se fait une certaine régulation du débit maximal avant le prétraitement, au moyen de deux tamis verticaux suivis de deux dessableurs à vortex. Les eaux usées traversent ensuite un canal jaugeur Parshall qui sert à mesurer le débit.

Deux bassins d'accumulation du substrat reçoivent les eaux usées prétraitées. Ces bassins servent deux objectifs, le premier étant d'équilibrer les charges hydraulique et organique maximales des eaux usées municipales et industrielles et des boues recyclées. Le deuxième objectif est de favoriser une certaine préfermentation dans les bassins. Cette activité biologique favorisera la présence d'une DCO facilement biodégradable durant la première phase anaérobie du RSD, en vue de la mise en place du procédé d'EBAP.

Les bassins d'accumulation du substrat sont par ailleurs dotés de collecteurs à jet d'air avec ventilateurs volumétriques spécifiques et pompes de recirculation centrifuges submersibles. Cette configuration permet le brassage, avec ou sans aération des eaux usées. Dans le cas du procédé d'EBAP, les périodes de brassage sans aération favoriseraient les activités de préfermentation. À l'heure actuelle, les bassins d'accumulation servent principalement à l'équilibrage des charges, car le procédé d'EBAP n'a pas encore été mis en place à la station d'épuration.

Trois RSD reçoivent les eaux usées, après équilibrage. Les collecteurs à jet d'air avec ventilateurs volumétriques spécifiques à variateur de vitesse, les pompes de recirculation submersibles et les décanteurs des matières flottantes sont installés dans les RSD. L'aération par jet d'air permet de contrôler séparément le brassage et l'aération de la liqueur mixte. Chaque RSD fonctionne en moyenne durant quatre cycles par jour. Le tableau 9.2 décrit la séquence des différentes phases d'un cycle du RSD, lequel donne lieu à l'oxydation des polluants organiques (DBO_5 et azote ammoniacal total) mais non à l'EBAP.

L'alimentation discontinue des RSD se fait sur une courte période et est suivie d'une phase de brassage anoxique. On obtient donc une forte charge massique initiale et des conditions anoxiques pour éviter la croissance des bactéries filamenteuses. L'alimentation discontinue peut aussi favoriser une vitesse de réaction biologique plus élevée. La brève phase de brassage seulement donne lieu à une certaine pré-dénitrification (section 5.3.1.2).

La phase de réaction crée le milieu aérobie nécessaire à l'oxydation de la DBO_5 et à la nitrification. La teneur en OD de la liqueur mixte est maintenue entre 1 et 3 mg/L, les ventilateurs à variateur de vitesse s'ajustant automatiquement en fonction du taux d'OD qui est mesuré de façon continue. Ainsi, les ventilateurs fonctionnent à la vitesse maximale (100 %) lorsque le taux d'OD est de 1 mg/L; leur vitesse

Tableau 9.2 Durée des phases du cycle à la STEP de Saint-Nicolas

Phases	Opérations	Durée (minutes)
Remplissage statique	Alimentation discontinue rapide de l'influent dans le bassin de repos (sans brassage, ni aération)	13–15
Brassage seulement	Arrêt de l'alimentation discontinue; brassage sans aération (conditions anoxiques)	15
Réaction	Brassage et aération dans le RSD (conditions aérobies)	80–205 [1]
Présédimentation	Lavage à contre-courant du collecteur à jet d'air (tous les 4 jours)	7
Sédimentation	Arrêt du brassage et de l'aération pour la clarification de la liqueur mixte	60–65
Décantation	Écoulement du surnageant clarifié dans le bassin de tamponnage de l'effluent	50–120 [2]
Soutirage des boues excédentaires	Mise en marche 15 minutes après le début de la phase de décantation	Varie selon la concentration de MESLM et les exigences relatives au T_b
Repos	RSD en attente, en préparation d'un nouveau remplissage et de la répétition des phases	Variable [3]

[1] La durée de la phase de réaction varie en fonction des fluctuations du niveau d'eau dans le bassin d'accumulation du substrat (variations du débit de l'influent).

[2] La durée de la phase de décantation varie en fonction du volume du surnageant clarifié rejeté et du niveau d'eau dans le bassin de tamponnage de l'effluent.

[3] La durée de la phase de repos varie en fonction des fluctuations du niveau d'eau dans le bassin d'accumulation du substrat (variations du débit de l'influent).

diminue graduellement lorsque le taux passe de 1 à 3 mg /L et ils sont interrompus lorsque le taux d'OD atteint 3 mg/L; la phase de réaction se poursuit, le brassage étant alors assuré par les pompes de recirculation. Suivant l'efficacité du procédé de nitrification à la station d'épuration, ce mécanisme de régulation de l'aération assure le maintien d'un taux d'OD suffisant pour soutenir la nitrification.

Les RSD sont exploités à une charge massique moyenne de 0,07 (kg DBO_5/kg MVSLM par jour) et un TRH moyen de 19 heures. Le T_b varie de 10 à 20 jours, avec une concentration moyenne de MESLM de 3 300 mg/L pour assurer le développement des bactéries nitrifiantes.

Après la sédimentation de la liqueur mixte, le surnageant traité est acheminé, durant la phase de décantation, dans un bassin de tamponnage de l'effluent à l'intérieur duquel les eaux sont graduellement soumises au procédé de désinfection aux ultraviolets avant leur rejet final.

Les boues activées excédentaires générées par le procédé biologique sont extraites des RSD à chaque cycle et recueillies d'abord dans un bassin de transfert des boues. Le TRH dans ce bassin de transfert varie de 10 à 14 heures et les boues excédentaires sont soumises à un brassage et une aération continus. La teneur en OD varie de 2 à 5 mg/L. Pour le procédé d'EBAP, il faudrait aérer les boues excédentaires durant la totalité

du traitement pour éviter le rejet anaérobie de phosphore; le TRH devrait également être maintenu à une valeur aussi basse que possible pour éviter la digestion aérobie.

Les boues sont ensuite transférées dans une unité de flottation à air dissous, pour épaississement. Les boues épaissies sont stockées dans des bassins où le TRH est de 24 à 46 heures, avec brassage et aération continus (le taux moyen d'OD est de 0,5 mg/L). Les boues épaissies sont déshydratées au moyen de filtres à bande presseuse, puis stabilisées à la chaux vive avant leur rejet final.

9.1.2.4 Optimisation des procédés

Les opérateurs de la station d'épuration travaillent actuellement à l'optimisation du T_b et de la concentration de MESLM, en vue d'exploiter les RSD sous des conditions critiques de manière à obtenir une nitrification optimale toute l'année, malgré les variations saisonnières de la température des eaux usées.

9.1.2.5 Coûts estimatifs

Les coûts de construction réels pour l'ensemble de la STEP de Saint-Nicolas, y compris les correctifs et les travaux d'ingénierie, ont totalisé 18 millions de dollars.

9.1.3 Études de cas résumées

Les tableaux 9.3 et 9.4 présentent un résumé d'autres applications pertinentes de STEP qui, soit ont été conçues au départ pour assurer une nitrification régulière, soit ont été améliorées pour assurer une nitrification durant toute l'année. Des détails propres à chaque cas sont indiqués sous la colonne « Remarques » de ces deux tableaux, qui décrivent respectivement des études de cas examinées et publiées.

En plus des applications à grande échelle décrites dans le présent chapitre, un résumé d'une évaluation exhaustive en usine-pilote menée à la STEP de West Windsor est présenté à la section 6.3.2.2; dans ce dernier cas, divers procédés de nitrification ont été examinés, notamment les filtres biologiques aérés, les systèmes combinant lit bactérien et bassin de contact des matières solides, les contacteurs biologiques rotatifs ainsi que les procédés aux boues activés classiques et modifiés. Les résultats de cette étude sont présentés dans l'ouvrage publié par la Ville de Windsor (1992, 1996).

9.2 Études de cas publiées

Diverses autres études de cas publiées, portant sur des systèmes de nitrification et des procédés biologiques d'élimination des nutriments, sont décrites dans l'EPA (1993), Daigger et Buttz (1998) et WEF (1998).

De même, le rapport publié par le CTEU et VPISU (1994) renferme un certain nombre d'études de cas qui résument les améliorations classiques ou novatrices, qui sont prévues ou ont été mises en place dans des stations utilisant des procédés biologiques de traitement secondaire, en vue d'y assurer la nitrification des eaux usées municipales durant toute l'année.

Enfin, le rapport publié par Hydromantis, Inc. et SBR Technologies Inc. (1998) examine dans quelle mesure les stations utilisant les RSD peuvent maintenir, durant toute l'année, une concentration mensuelle moyenne en azote ammoniacal total qui soit inférieure à 3 mg/L dans les rejets. On y trouve également des données sur les coûts et d'autres renseignements sur des applications à grande échelle, dont cinq STEP canadiennes utilisant des RSD.

Tableau 9.3 Résumé d'études de cas examinées sur l'élimination de l'ammoniac dans certaines STEP

Nom et emplacement de la station d'épuration	Procédés de traitement	Traitements prévus	Débit nominal moyen	Remarques	Personne-ressource
Cardinal, Ontario	Réacteur séquentiel discontinu (RSD)	Élimination du carbone — Nitrification	2 500 m^3/d	Caractérisation de l'influent brut (année moyenne 2000) : - débit moyen : 1 695 m^3/d - DBO_5 : 31 mg/L (due à l'infiltration) - matières en suspension : 64 mg/L - NTK : 8 mg/L - phosphore total : 2,7-3,0 mg/L Normes relatives à l'effluent : - DBO_5 : 25 mg/L (norme); 15 mg/L (objectif visé) - matières en suspension : 25 mg/L (norme); 15 mg/L (objectif visé) - phosphore total : 1 mg/L (norme) - ammonium : aucune norme relative à l'ammoniac Caractérisation de l'effluent (année moyenne 2000) : - DBO_5 : 1,5 mg/L - matières en suspension : 1,5 mg/L - NTK : 1,2 mg/L (élimination de l'ammoniac durant toute l'année) - phosphore total : 0,8 mg/L (élimination du phosphore par assimilation biologique normale) Configuration : - traitement primaire : dégrillage - dessablage - traitement secondaire : réacteurs séquentiels discontinus (2) - désinfection : ultraviolets - traitement des boues : digesteurs aérobies thermophiles autothermiques Coûts : - coût total de construction de la station d'épuration : 6,5 millions de dollars - F&E : 210 000 $ par année (incluant le matériel, les frais d'électricité, le chauffage et les salaires)	Mr. Jim Grant Chef opérateur Tél. : (613) 657-3765
Canmore, Alberta	Biofiltre à flux ascendant (FBA), en deux étapes	Élimination du carbone — Nitrification	9 700 m^3/d	Caractérisation de l'influent brut (année moyenne 2000) : - débit moyen : 5 260 m^3/d - DBO_5 : 297 mg/L - matières en suspension : 302 mg/L - azote ammoniacal total : 16,6 mg/L - phosphore total : 7,1 mg/L - température : hiver : 11,9°C; été : 14,7°C Normes relatives à l'effluent : - $DBOc_5$: 20 mg/L (norme) (valeur mensuelle) - matières en suspension : 20 mg/L (norme) (valeur mensuelle)	M[me] Tami Wetmore Directrice des services EPCOR Canmore Operations 102 Bow Valley Trail Canmore (Alberta) T1W 3B7 Tél. : 403-609-4777 Téléc. : 403-609-4790 Courriel : twetmore@epcor.ca

Tableau 9.3 Résumé d'études de cas examinées sur l'élimination de l'ammoniac dans certaines STEP (*suite*)

Nom et emplacement de la station d'épuration	Procédés de traitement	Traitements prévus	Débit nominal moyen	Remarques	Personne-ressource

				- phosphore total : 1,0 mg/L (norme) (valeur mensuelle)
				- ammonium : 1er octobre au 30 juin : 10 mg/L (norme) (valeur mensuelle); 1er juillet au 30 septembre : 5,0 mg/L (norme) (valeur mensuelle)
				
				Caractérisation de l'effluent (année moyenne 2000) :
				- $DBOc_5$: 5,9 mg/L
				- matières en suspension : 6,0 mg/L
				- azote ammoniacal total : 1er octobre au 30 juin : 2,4 mg/L; 1er juillet au 30 septembre : 1,2 mg/L
				- NTK : 1er octobre au 30 juin : 5,5 mg/L; 1er juillet au 30 septembre : 5,6 mg/L
				- phosphore total : 0,7 mg/L (déphosphatation par coagulation-précipitation par l'alun)
				
				Configuration :
				- Traitement primaire :
				  - tamis mobiles
				  - dessablage
				  - injection d'alun et précipitation
				  - clarificateur primaire
				- Traitement secondaire :
				  - quatre chaînes parallèles, chacune avec deux réacteurs Biofor (FBA)
				  - première étape : quatre cellules Biofor C de 40 m^2 chacune, servant à l'élimination de la pollution carbonée, avec milieu filtrant de 2,5 m de profondeur composé de biolite N, d'une taille effective de 2,7 mm
				  - deuxième étape : quatre cellules Biofor N pour la nitrification, ayant les mêmes caractéristiques
				  - toutes les cellules peuvent passer en mode de fonctionnement parallèle, lors de débits de pointe
				- Traitement des boues :
				  - digestion aérobie
				  - déshydratation par filtre à bande presseuse
				
				Coûts :
				- coût total de construction de la station d'épuration : 16 millions de dollars
				- F&E : non disponibles	

Guelph, Ontario	Procédé aux boues activées amélioré, avec CBR pour traitement tertiaire	Élimination du carbone — Nitrification	61 000 m^3/d	Caractérisation de l'influent brut (année moyenne : 1999) : - débit : 50 450 m^3/d (environ 45 % d'origine industrielle et 55 % d'origine domestique) - $DBOc_5$: 235 mg/L - matières en suspension : 280 mg/L - NTK : 31,8 mg/L	Mr. S. Wayne Key Superintendent of Wastewater Services Works Department The City of Guelph Guelph, Ontario Tel.: 519-837-5629

Tableau 9.3 Résumé d'études de cas examinées sur l'élimination de l'ammoniac dans certaines STEP (*suite*)

Nom et emplacement de la station d'épuration	Procédés de traitement	Traitements prévus	Débit nominal moyen	Remarques	Personne-ressource
				Normes relatives à l'effluent (concentrations maximales rejetées) : - DBOc. : 10,8 mg/L - matières en suspension : 10,8 mg/L - azote ammoniacal total : 5,4 mg/L Caractéristiques de l'effluent traité (moyennes mensuelles en 1999) : - DBOc. : 2-4 mg/L - matières en suspension : 2-5 mg/L - azote ammoniacal total : 0,7-4,9 mg/L Configuration en 2000 : - traitement préliminaire par dégrillage et dessablage - traitement primaire par sédimentation et clarification - traitement secondaire par le procédé classique aux boues activées (c.-à-d-. trois stations parallèles avec bassin d'aération d'un volume total de 13 400 m^3/d, assurant une nitrification partielle durant l'été seulement), incluant l'élimination chimique du phosphore - traitement tertiaire par CBR avec nitrification (c.-à-d. quatre bassins parallèles avec huit disques par bassin, pour une surface totale de 440 000 m^2; entraînement pneumatique par deux soufflantes de 75 chevaux-vapeurs) et filtration sur sable - désinfection par chloration/déchloration - traitement des boues par digestion anaérobie mésophile en deux étapes, déshydratation et compostage en contenants - recirculation du filtrat, du surnageant, ainsi que des effluent gazeux du compostage - récupération de l'énergie par cogénération Coûts : - coût total de construction pour l'ajout de l'étape de nitrification par CBR : environ 5 millions de dollars CAN (en 1978); frais annuels d'électricité pour le fonctionnement du CBR : environ 96 000 $	
West Windsor, Ontario (études en usine-pilote)	FBA, lit bactérien/ bassin de contact, CBR, boues activées	Élimination du carbone — Nitrification	Divers (essais-pilotes)	Caractérisation de l'influent brut : - effluent provenant du procédé primaire avec traitement chimique Caractérisation de l'effluent primaire : - DBO. : 43 mg/L - matières en suspension : 23 mg/L - azote ammoniacal total : 9,5 mg/L	M. Michael Newbigging Directeur de projets (auparavant directeur des essais en usine-pilote) Hydromantis, Inc. 210 Sheldon Drive Cambridge (Ontario) N1T 1A8

Tableau 9.3 Résumé d'études de cas examinées sur l'élimination de l'ammoniac dans certaines STEP (*suite*)

Nom et emplacement de la station d'épuration	Procédés de traitement	Traitements prévus	Débit nominal moyen	Remarques	Personne-ressource
				Objectifs pour l'effluent (moyennes mensuelles maximales) : - DBO_5 : 15 mg/L - matières en suspension : 15 mg/L - azote ammoniacal total : 3 mg/L Rendement épuratoire (niveau de conformité avec les objectifs de rejet, obtenu avec : lit bactérien/bassin de contact, CBR, FBA et procédés aux boues activées) : - 50 %, 100 %, 100 % et 83 % pour la DBO_5 - 66 %, 100 %, 100 % et 83 % pour les matières en suspension - 100 %, 90 %, 80 % et 100 % pour l'azote ammoniacal total Tous les procédés ont pu traiter les débits de pointe quotidiens et les fluctuations diurnes du débit. Selon une évaluation comparative des divers procédés, le FBA est le procédé qui a donné les meilleurs résultats pour les améliorations envisagées à la STEP de West Windsor, suivi dans l'ordre du CBR, du procédé aux boues activées et de la combinaison lit bactérien/bassin de contact. L'évaluation a porté sur le rendement, la performance hydraulique, le traitement des matières solides, le mode de fonctionnement et les critères économiques. Référence : Ville de Windsor (1992, 1996)	

Tableau 9.4 Résumé d'études de cas publiées sur l'élimination de l'ammoniac dans certaines STEP

Nom et emplacement de la station d'épuration	Procédés de traitement	Traitements prévus	Débit nominal moyen	Remarques	Personne-ressource

Annapolis Water Reclamation Facility, Maryland, États-Unis	Procédé hybride aux boues activées, amélioré avec Ringlace	Élimination du carbone — Nitrification — Dénitrification	38 000 m³/d	Caractérisation de l'influent brut (moyenne : 10/96 à 04/98) :
				- débit moyen de l'influent brut : 32 000 m³/d
				
				Caractérisation de l'effluent primaire (moyenne : 10/96 à 04/98) :
				- débit moyen de l'effluent primaire : 34 400 m³/d
				- DBO_5 : 111 mg/L
				- matières en suspension : 79 mg/L
				- ammonium : 16,5 mg/L
				- NTK : 19 mg/L
				
				Normes relatives à l'effluent :
				- azote total : 8 mg/L (objectif visé)
				
				Température dans les bassins aux boues activées :
				- 15,0°C durant l'hiver; 24,5°C durant l'été
				
				Caractérisation de l'effluent (moyenne : 10/96 à 04/98) :
				- DBO_5 : 17 mg/L
				- matières en suspension : 11 mg/L
				- ammonium : 1,4 mg/L (élimination de l'ammoniac durant toute l'année)
				- azote total : 11,0 mg/L
				
				Configuration :
				- Traitement primaire :
				  - dégrillage fin
				  - dessableurs (2)
				  - clarificateurs primaires (2)
				- Traitement secondaire :
				  - un bassin aux boues activées en forme de U avec :
				  - alimentation étagée
				  - deux sections en série, la première anoxique et la deuxième aérobie
				  - recirculation des nitrates de la liqueur mixte vers la zone anoxique en tête
				  - 109 000 m de milieu Ringlace dans les sections aérobie et anoxique, en deux séries de grilles
				  - recirculation des boues
				  - clarificateurs secondaires (2)
				- Désinfection : chloration et déchloration
				
				Coûts :
				- améliorations : 14 millions de dollars[1], incluant 244 000 m de milieu (Ringlace), deux bassins en forme de U améliorés pour former quatre chaînes parallèles avec zones aérobie et anoxique, deux clarificateurs secondaires supplémentaires, des
					M. Greg Farren
					Directeur,
					Annapolis Water Reclamation Facility
					7228 Edgewood Road
					Annapolis, MD
					21403, USA
					Tél. : 410-222-1938

Tableau 9.4 Résumé d'études de cas publiées sur l'élimination de l'ammoniac dans certaines STEP (*suite*)

Nom et emplacement de la station d'épuration	Procédés de traitement	Traitements prévus	Débit nominal moyen	Remarques	Personne-ressource
				instruments plus perfectionnés, un épaississeur par gravité et de nouvelles pompes pour les boues recyclées et excédentaires	

STEP de Moundsville-Glen Dale, Virginie occidentale, États-Unis	Procédé hybride aux boues activées, amélioré avec Captor	Élimination du carbone — Nitrification	8 700 m^3/d	Caractérisation de l'influent (moyenne : 1997-1998) :
				- débit moyen de l'influent brut : 7 600 m^3/d
				- DBO_5 : 180 mg/L
				- température des liquides : 10°C durant l'hiver; 21°C durant l'été
				
				Caractérisation de l'effluent primaire :
				- DBO_5 : 115 mg/L
				- NTK : 20-25 mg/L
				
				Normes relatives à l'effluent :
				- aucune donnée disponible
				
				Caractérisation de l'effluent (moyenne : 1997-1998) :
				- ammonium : < 2 mg/L (élimination de l'ammoniac durant toute l'année)
				
				Configuration :
				- Traitement primaire :
				  - grilles à barreaux mécaniques (2)
				  - dessableur aéré (1)
				  - clarificateurs primaires (2)
				- Traitement secondaire :
				  - deux bassins avec boues activées, chacun contenant deux réservoirs en série :
				- 1er réservoir : réservoir Captor contenant 10 millions d'éponges, des grilles pour retenir le milieu et une lame d'air pour prévenir le colmatage des grilles par les éponges
				  - 2e réservoir : boues activées avec recirculation de la liqueur mixte par injection d'air vers le réservoir Captor
				  - recirculation des boues
				  - clarificateurs secondaires (2)
				- Traitement des boues : digestion anaérobie (un digesteur primaire et un digesteur secondaire)
				
				Coûts :
				- station d'épuration : non disponibles
				- F&E : coût annuel de remplacement des éponges (1 million d'éponges/2 ans) : 6 200 $ 1/année
				
				Il faut ajouter des éponges pour compenser la perte de surface causée par l'usure des coins des éponges.
					M. K. Mark Simmons
					Moundsville-Glen Dale MWWTP
					800 6th Street
					Moundsville, WV
					26041, USA
					Tél. : 304-845-4360

Tableau 9.4 Résumé d'études de cas publiées sur l'élimination de l'ammoniac dans certaines STEP (*suite*)

Nom et emplacement de la station d'épuration	Procédés de traitement	Traitements prévus	Débit nominal moyen	Remarques	Personne-ressource

Station d'épuration de Lillehammer, Norvège	MBBR avec milieu Kaldnes	Élimination du carbone — Nitrification — Dénitrification	26 000 m³/d	Caractérisation de l'influent brut (moyenne : 1/96 à 12/98):
				- débit de l'influent brut : 14 000 m³/d
				- DBO_5 : 121 mg/L
				- matières en suspension : 173 mg/L
				- azote total : 29 mg/L
				- phosphore total: 4 mg/L
				- plage de température :
				  - moyenne mensuelle min. et max. : 6,0°C à 12°C
				  - min. et max. : 3°C à 13°C (hiver et été)
				
				Normes relatives à l'effluent :
				- DBO_5 : 10 mg/L (moyenne annuelle), 20 mg/L (concentration max. de l'effluent)
				- azote total : élimination de 70 %
				- phosphore total : 0,25 mg/L (moyenne annuelle); 0,5 mg/L (concentration max. dans l'effluent)
				
				Caractérisation de l'effluent (moyenne : 1/96 à 12/98) :
				- DBO_5 : 4 mg/L
				- matières en suspension : 20 mg/L
				- azote total : 5,8 mg/L (élimination de l'ammoniac durant toute l'année)
				- phosphore total : 0,14 mg/L
				- Caractérisation de l'effluent, avec pré- et post-dénitrification combinées
				
				Configuration :
				- Traitement primaire :
				  - dégrilleurs (2)
				  - dessableurs (3)
				  - clarificateurs primaires (4)
				- Traitement secondaire :
				  - deux RBLC parallèles avec milieu Kaldnes (type K1); chaque réacteur comprend :
				  - neuf cellules en série avec dispositifs de brassage et d'aération pour créer les conditions suivantes :
				  - cellules 1 à 3 et cellules 6 à 8 : anoxiques ou aérobies
				  - cellules 4, 5 et 9 : aérobies seulement
				  - possibilité de recirculation des nitrates depuis les cellules 5, 6 ou 7, vers la première cellule
				  - le RBLC peut fonctionner avec pré-dénitrification, post-dénitrification ou combinaison pré- et post-dénitrification
				  - de la chaux peut être ajoutée pour accroître l'alcalinité dans les cellules 5, 6 et 7 et ainsi obtenir une alcalinité et un pH suffisants pour la nitrification
				  - une source externe de carbone (éthanol) peut être ajoutée dans les cellules 6, 7 et 8
				  - le volume de remplissage par le milieu correspond à 65 % des cellules
					M. Steiner Bungum
					Ingénieur principal
					Lillehammer Kommune
					Storgt. 51
					P.O. Box 955
					N-2601 Lillehammer
					Norvège
					Tél. :
					011 47 (61) 25 45 40
					Courriel :
					sbu@lillehammer.kommune.no

Tableau 9.4 Résumé d'études de cas publiées sur l'élimination de l'ammoniac dans certaines STEP (*suite*)

Nom et emplacement de la station d'épuration	Procédés de traitement	Traitements prévus	Débit nominal moyen	Remarques	Personne-ressource
				- des tamis à l'extrémité des cellules retiennent le milieu; un mouvement en spirale est créé au moyen des dispositifs d'aération ou de brassage pour éviter le colmatage des tamis par le milieu - aucune recirculation des boues - trois chaînes, chacune comptant quatre bassins de floculation pour l'ajout du chlorure de polyaluminium (servant à l'élimination du phosphore) et la floculation des matières solides biologiques - clarificateurs secondaires (6) - Traitement des boues : - épaississeurs par gravité (2) - centrifugeuses (3) Coûts : - amélioration de la station pour l'élimination de l'azote : 9,5 millions de dollars, comparativement à 11,9 millions [1] pour une autre proposition utilisant un procédé aux boues activées - F&E : 300 000 $/année [2] basés uniquement sur les frais d'électricité (éclairage, chauffage et ventilation du bâtiment) - utilisation d'environ 10 000-15 000 kg/année de chaux et de 220 m³/année d'éthanol; aucune donnée sur le coût de ces deux composés.	
Station d'épuration de Skyway, Burlington (Ontario)	Procédé classique aux boues activées	Élimination du carbone — Nitrification	93 000 m³/d		
STEP de North Tahoe-Truckee, États-Unis	Échange ionique (clinoptilolite; récupération du régénérant par volatilisation)	Élimination de l'ammoniac	19 000 m³/d	Caractérisation de l'influent brut (1993) : - débit moyen de l'influent brut : 19 000 m³/d Normes relatives à l'effluent : - la valeur limite en azote ammoniacal total avait été fixée à 2 mg/L, mais elle a été haussée après révision des rejets dans les eaux usées Caractérisation de l'effluent : (avant 1993) : 2,5 mg azote ammoniacal total/L pour l'effluent traité par échange ionique, puis réduction à 0,3 mg/L pour la chloration au point critique (1993) : 5-6 mg d'azote ammoniacal total /L pour l'effluent traité par échange ionique, sans chloration au point critique Configuration : - quatre colonnes d'échange ionique garnies avec de la clinoptilolite - procédé de volatisation de l'ammoniac en boucle fermée, pour récupérer le régénérant - absorption des effluents gazeux dans une solution d'acide sulfurique, pour former du sulfate d'ammonium utilisé comme engrais - chloration au point critique (procédé abandonné) Coûts : - immobilisation : non disponibles - F&E : non disponibles	

[1] Facteur de conversion : 1 $ US = 1,55 $ CAN.

[2] Les frais d'électricité sont basés sur un taux de 0,10 $/kWh.

Bibliographie

Alberta Environnement (1987). *Lagoon performance in Alberta*. Article présenté par A.G. Beier à la Cold Regions Environmental Engineering 2nd International Conference, Edmonton (Alberta), 23-24 mars 1987.

Alberta Environnement (1996). *Alberta Water and Wastewater Facilities Survey*. Rapport préparé par la Municipal Water and Wastewater Branch, Air and Water Approvals Division, Alberta Environmental Protection, avril 1996.

APHA (American Public Health Association), AWWA (American Water Works Association) et WEF (Water Environment Federation) (1998). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 20e édition, ISBN 0-87553-161-X, Port City Press, Baltimore (Maryland).

Aridgides, M.J., S.M. Beyers et S. Tarallo (2000). « Pilot study of three stage biological filters for nitrogen removal at Binghamton–Johnson City joint sewage treatment plant ». In : *WEFTEC 2000. Conference Proceedings: 73rd Annual Conference & Exposition on Water Quality and Wastewater Treatment*, Anaheim (Californie), 14 au 18 octobre 2000, Water Environment Federation.

Battistoni, P., P. Pavan, M. Prisciandaro et F. Cecchi (2000). Struvite crystallization — A feasible and reliable way to fix phosphorus in anaerobic supernatants, *Water Research*, 34(11): 3033-3041.

BCMOE (Ministère de l'Environnement de la Colombie-Britannique) (1991). *Summary of Municipal Wastewater Treatment Facilities*, juillet 1991; inclut des données à jour basées sur des discussions avec C. Jenkins de la Pollution Prevention and Remediation Branch, ministère de l'Environnement, des Parcs et des Terres de la Colombie-Britannique.

CG&S et Hydromantis, Inc. (1996). *Guidance Manual for Sewage Treatment Plant Process Audits*. Préparé pour le ministère de l'Environnement et de l'Énergie de l'Ontario, le Fonds d'assainissement des Grands Lacs 2000 d'Environnement Canada et la Water Environment Association of Ontario, mars 1996.

Chambers, P.A., M. Allard, S.L. Walker, J. Marsalek, J. Lawrence, M. Servos, J. Busnard, K.S. Munger, K. Adare, C. Jefferson, R.A. Kent et M.P Wong (1997). Impacts of municipal wastewater effluents on Canadian waters: a review, *Water Quality Research Journal of Canada*, 32(4): 659-713.

Charpentier, J., M. Florentz et G. David (1986). Oxidation–reduction potential (ORP) regulation: A way to optimize pollution removal and energy savings in the low load activated sludge process, *Water Science & Technology*, 19: 645-655.

Charpentier, J., G. Martin, H. Wacheux et P. Gilles (1998). ORP regulation and activated sludge: 15 years of experience, *Water Science & Technology*, 38(3): 197-208.

Comeau, Y. (1990). La déphosphatation biologique — Procédés et conception, *Sciences et techniques de l'eau*, 23: 199-219.

CTEU (Centre technique des eaux usées) et Process Applications Inc. (1996). *The Ontario Composite Correction Program Manual for Optimization of Sewage Treatment Plants*. Rapport préparé pour le ministère de l'Environnement et de l'Énergie de l'Ontario, Environnement Canada et The Municipal Engineers Association, octobre 1996.

CTEU (Centre technique des eaux usées) et VPISU (Virginia Polytechnic Institute and State University) (1994). *Retrofitting Municipal STPs for Nitrification (Phase 1)*. Rapport final préparé pour le ministère de l'Environnement et de l'Énergie de l'Ontario et Environnement Canada, septembre 1994.

CTEU (Centre technique des eaux usées) et XCG Consultants Ltd. (1992). *Upgrading Costs for Municipal Sewage Treatment Plants and Potential Impacts of Innovative Technologies. Phase 1: Sewage Treatment Plants in 17 Canadian Areas of Concern*. Rapport préparé pour Environnement Canada, septembre 1992.

Crawford, G., Thompson, D. Lozier, J., Daigger, G. and Fleischer, E. (2000). « Membrane bioreactors — A designer's perspective ». In : *WEFTEC 2000. Conference Proceedings: 73rd Annual Conference & Exposition on Water Quality and Wastewater Treatment*, Anaheim (Californie), 14 au 18 octobre 2000, Water Environment Federation.

Daigger, G.T. et J.A. Buttz (1998). *Upgrading Wastewater Treatment Plants*, Water Quality Management Library, volume 2, 2e édition, Technomic Publishing Co., Inc., Lancaster (Pennsylvanie).

Daigger, G.T., J.A. Buttz et J.P. Stephenson (1992). Analysis of techniques for evaluating and optimizing existing full-scale wastewater treatment plants, *Water Science & Technology*, 25(4-5): 103-118.

Dold, P.L. (1990). « Incorporation of biological excess phosphorus removal in a general activated sludge model ». In : *Proceedings of the 13th International Symposium on Wastewater Treatment*, novembre, Montréal (Québec), p. 83-113.

Ekama, G.A., P.L. Dold et G.v.R. Marais (1986). Procedures for determining influent COD fractions and the maximum specific growth rate of heterotrophs in activated sludge systems, *Water Science & Technology*, 18: 91-114.

Environnement Canada (1987). « Le lagunage en régions nordiques ». In : *Compte rendu de l'atelier de travail*, Winnipeg (Manitoba), juin 1985 (rapport SPE 3/NR/1), avril 1987.

Environnement Canada (1990a). *Méthode d'essai biologique : essai de létalité aiguë sur la truite arc-en-ciel* (rapport SPE 1/RM/9), Service de la protection de l'environnement, Ottawa (Ontario).

Environnement Canada (1990b). *Méthode d'essai biologique : méthode de référence pour la détermination de la létalité aiguë d'effluents chez la truite arc-en-ciel* (rapport SPE 1/RM/13), Service de la protection de l'environnement, Ottawa (Ontario).

Environnement Canada (1990c). *Méthode d'essai biologique : essai de létalité aiguë sur* Daphnia *sp.* (rapport SPE 1/RM/11), Service de la protection de l'environnement, Ottawa (Ontario).

Environnement Canada (1990d). *Méthode d'essai biologique : méthode de référence pour la détermination de la létalité aiguë d'effluents chez* Daphnia magna (rapport SPE 1/RM/14), Service de la protection de l'environnement, Ottawa (Ontario).

Environnement Canada (1992a). *Méthode d'essai biologique : essai de reproduction et de survie sur le cladocère* Ceriodaphnia dubia (rapport SPE 1/RM/21), Service de la protection de l'environnement, Ottawa (Ontario).

Environnement Canada (1992b). *Méthode d'essai biologique : essai de croissance et de survie sur des larves de tête-de-boule* (rapport SPE1/RM/22), Service de la protection de l'environnement, Ottawa (Ontario).

Environnement Canada (1999). *Guide des essais écotoxicologiques employant une seule espèce et de l'interprétation de leurs résultats* (rapport SPE 1/RM/34), Service de la protection de l'environnement, Ottawa (Ontario).

Environnement Canada (2000a). *Characterization of Selected Canadian Municipal Wastewater Treatment Plants for the Occurrence, Fate, and Release of Endocrine Disrupting Compounds.* Rapport final préparé par Conor Pacific Environmental Technologies pour le Centre technique des eaux usées, Environnement Canada, mars 2000.

Environnement Canada (2000b). *Characterization of Eastern Canadian Sewage Treatment Plants and Industrial Sites for the Occurrence, Fate and Release of Endocrine Disrupting Substances.* Rapport final préparé par Conor Pacific Environmental Technologies pour le Centre technique des eaux usées, Environnement Canada, 31 mai 2000.

Fernandez, A., J. Lozier et G. Daigger (2000). « Investigating membrane bioreactor operation for domestic wastewater treatment: A case study ». In : *WEFTEC 2000. Conference Proceedings: 73rd Annual Conference & Exposition on Water Quality and Wastewater Treatment*, Anaheim (Californie), 14 au 18 octobre 2000, Water Environment Federation.

Fritjers, C.T.M.J., D.H. Eikelboom, A. Mulder et R. Mulder (1997). Treatment of municipal wastewater in a CIRCOX airlift reactor with integrated denitrification, *Water Science & Technology*, 36(1): 173-181.

Fritjers, C.T.M.J., S. Vellinga, T. Jorna et R. Mulder (2000). Extensive nitrogen removal in a new type of airlift reactor, *Water Science & Technology*, 41(4-5): 469-476.

Great Lakes – Upper Mississippi River Board of State and Provincial Public Health and Environmental Managers (1997). *Recommended Standards for Wastewater Facilities.* Rapport du Wastewater Committee, publié par Health Education Services, une division de Health Research, Inc., Albany (N.Y.).

Heist, J., S.-N. Hong, M. Payraudeau, G. Thesing, M. Badard et X. Le Tallec (1999). « Media size optimization in up-flow BAF systems ». In : *Proceedings of the Conference on Biofilm Systems*, New York (N.Y.), 17 au 20 octobre 1999, Association internationale pour la qualité de l'eau.

Hellinga, C., A.A.J.C. Schellen, J.W. Mulder, M.C.M. Van Loosdrecht et J.J. Heijnen (1998). The Sharon process — An innovative method for nitrogen removal from ammonium-rich waste water, *Water Science & Technology*, 37(9): 135-142.

Henze, M., C.P.L. Grady, W. Gujer, G.v.R. Marais et T. Matsuo (1987a). *Activated Sludge Model No. 1.* Rapport scientifique et technique n° 1 de la IAWPRC (International Association on Water Pollution Research and Control), Londres (R.-U).

Henze, M., C.P.L. Grady, W. Gujer, G.v.R. Marais et T. Matsuo (1987b). A general model for single sludge wastewater treatment systems, *Water Research*, 21: 505-515.

Henze, M., W. Gujer, M. Takahashi, T. Matsuo, M. Wentzel et G.v.R. Marais (1994). *Activated Sludge Model No. 2.* Rapports techniques et scientifiques de l'AIQE, Association internationale pour la qualité de l'eau, Specialised Seminar: Modelling and Control of Activated Sludge Processes, 22 au 24 août 1994, Copenhague (Danemark).

Henze, M., P. Harremoës, J. La Cour Jensen et E. Arvin (1995). *Wastewater Treatment — Biological and Chemical Processes*, Springer-Verlag, Berlin (Allemagne).

Henze, M., W. Gujer, T. Mino, M.C. Matsuo, M. Wentzel, G.v.R. Marais et M.C.M. Van Loosdrecht (1998), *Outline — Activated Sludge Model No. 2d.* Proceedings of the Specialised Conference on Modelling and Microbiology of Activated Sludge Processes, Kollekolle (Danemark), 16 au 18 mars 1998.

Hu, Z., M.C. Wentzel et G.A. Ekama (2000). External nitrification in biological nutrient removal activated sludge systems, *Water SA*, 26: 225-238.

Hydromantis, Inc. (1996). *ICPS, Integrated Computer Control System for Wastewater Treatment Plants.* Rapport sur le projet de démonstration final (ETP 255 WS), préparé pour le Programme de mise au point de technologies de dépollution, ministère de l'Environnement et de l'Énergie de l'Ontario, mars 1996.

Hydromantis, Inc. (1999). *GPS-X Technical Reference*, GPS-X version 3.0, septembre 1999.

Hydromantis, Inc. et SBR Technologies Inc. (1998). *Evaluation & Optimization of Design/Operation of Sequencing Batch Bioreactors for Wastewater Treatment.* Rapport préparé pour le ministère de l'Environnement de l'Ontario et Environnement Canada, mai 1998.

Jenkins, D., M.R. Richards et G.T. Daigger (1993). *Manual on the Causes and Control of Activated Sludge Bulking and Foaming*, édition révisée, Ridgeline Press, Lafayette (Californie).

Klopping, P.H. and Melcer, H. (1999). « Activated sludge microbiology, filamentous and non-filamentous microbiological problems and biological nutrient removal ». In : *Plant Operations: Maximizing the Performance of Small and Medium Sized Wastewater Treatment Plants*, Conference Proceedings, Milwaukee (Wisconsin), 6 au 9 juin 1999, Water Environment Federation.

McMaster University et WTI (Water Technology International Corporation) (1996). *Improved Effluent Quality and Toxicity Reduction from Municipal Lagoons Using Intermittent Sand Filters.* Rapport préparé pour le ministère de l'Environnement et de l'Énergie de l'Ontario et Environnement Canada, août 1996.

MEO (Ministère de l'Environnement de l'Ontario) (1984). *Guidelines for the Design of Sewage Treatment Works*, Environmental Approvals and Project Engineering Branch, juillet 1984.

MEO (Ministère de l'Environnement de l'Ontario) (1988). *Thirty-Seven Municipal Water Pollution Control Plants — Pilot Monitoring Study*, volume I, rapport préliminaire et volume II, annexe A (ISBN 0-7729-4901-8), décembre 1988.

MEO (Ministère de l'Environnement de l'Ontario) (1990). *Report on Economic Impact of Conventional Toxics (Ammonia and Chlorine Residual) Removal from WPCP Effluents*, décembre 1990.

MEO (Ministère de l'Environnement de l'Ontario) (1992). *Evaluation of Acute and Chronic Toxicity of Ontario Sewage Treatment Plant Effluents* (ISBN 0-7729-9401-3), août 1992.

MEO (Ministère de l'Environnement de l'Ontario) et Environnement Canada (1993). *Alternative Approaches for Upgrading Effluent Quality for Lagoon Based Systems.* Rapport technique préparé par R.V. Anderson Associates Limited et XCG Consultants Limited et publié par le ministère de l'Environnement de l'Ontario (ISBN 0-7778-0600-2), janvier 1993.

Metcalf & Eddy (1991). *Wastewater Engineering — Treatment, Disposal, and Reuse*, 3e édition (ISBN 0-07-041690-7), McGraw-Hill Publishing Company, New York (N.Y.).

Ministère de l'Environnement du Québec (1992). *Étude sur l'application de techniques de remplacement pour l'assainissement des eaux usées de petites agglomérations : Les épandages souterrains et les filtres intermittents dans les installations septiques communautaires*, Société québécoise d'assainissement des eaux et EAT environnement inc.

Ministère de l'Environnement du Québec (2001). *Technologies conventionnelles de traitement des eaux usées d'origine domestique*, Direction des politiques du secteur municipal, Service de l'expertise technique en eau, février 2001.

Ministère des Approvisionnements et Services du Canada (1987). *Inventaire national des équipements en eau des municipalités du Canada*, 1986 (ISBN 0-662-55030-7).

Mulder, J.W., M.C.M. Van Loosdrecht, C. Hellinga et R. Van Kempen (2001). Full-scale application of the Sharon process for treatment of rejection water of digested sludge dewatering, *Water Science & Technology*, 43(11): 127-134.

Mulder, R. et P.M.J. Bruijn (1993). *Treatment of brewery waste water in a (denitrifying) CIRCOX airlift reactor*, Proceedings of the 2nd International Specialized Conference on Biofilm Reactors, Paris (France).

Murphy, K.L., L.A. Robertson, J. Planck et P.M. Hache (2000). « Pilot plant evaluation of recirculating intermittent sand filter technology ». In : *Proceedings of the Water Environment Association of Ontario (WEAO) Symposium*, Hamilton (Ontario), 16 au 18 avril 2000.

Newbigging, M., J. Stephenson, L. Romano, R. Drynan et A. Booth (1994). « Process evaluation exceeds expectations at Windsor's Little River PCP ». In : *Proceedings of the Water Environment Association of Ontario (WEAO) Symposium*, Windsor (Ontario), avril 1994.

Nolasco, D. et M. Manoharan (1999). « Optimization, debottlenecking, and capacity assessment using the process audit methodology: a dozen years of Canadian experience ». In : *Plant Operations: Maximizing the Performance of Small and Medium Sized Wastewater Treatment Plants*, Conference Proceedings, Milwaukee (Wisconsin), 6 au 9 juin 1999, Water Environment Federation.

Nolasco, D., G. Daigger, D. Stafford, D. Kaupp et J. Stephenson (1998). The use of mathematical modeling and pilot plant testing to develop a new biological phosphorus and nitrogen removal process, *Water Environment Research*, 70: 1205-1215.

NovaTec Consultants Inc. (1996). *Sewage Lagoon Design Using Wetlands & Other Upgrading Technologies to Achieve Non-Acutely Toxic Effluent*. Rapport préparé pour Environnement Canada et le ministère de l'Environnement, des Terres et des Parcs de la Colombie-Britannique, 2e version révisée, février 1996.

Olson, J.E. et M. Danen (2001). « An innovative recirculating sand filter (RSF) system solves a small Wisconsin community's large wastewater treatment problems: A case study ». In : *WEFTEC 2001. Conference Proceedings: 74th Annual Conference & Exposition on Water Quality and Wastewater Treatment*, Atlanta (Géorgie), 13 au 17 octobre 2001.

Payraudeau, M., C. Paffoni et M. Gousailles (1999). « Tertiary nitrification in an up-flow biofilter on floating media: Influence of temperature and COD load ». In : *Proceedings of the Conference on Biofilm Systems*, New York (N.Y.), 17 au 20 octobre 1999, Association internationale pour la qualité de l'eau.

Pujold, R., M. Hamon, X. Kandel et H. Lemmel (1993). *Biofilters: Flexible reliable biological reactors*. Mémoire présenté dans le cadre de la 2nd International Specialized Conference on Biofilm Reactors, Association internationale pour la qualité de l'eau, Paris (France).

Puznava, N., D. Thornberg, P. Magnin et E. Reddet (1999). « Aeration control of a nitrifying biofilter system by using on-line analysers ». In : *Proceedings of the Conference on Biofilm Systems*, New York (N.Y.), 17 au 20 octobre 1999, Association internationale pour la qualité de l'eau.

Randall, C.W., J.L. Barnard et H.D. Stensel (1992). *Design and Retrofit of Wastewater Treatment Plants for Biological Nutrient Removal*, Water Quality Management Library, volume 2, Technomic Publishing Co., Inc., Lancaster (Pennsylvanie).

Reed, S.C. (1985). Nitrogen removal in wastewater stabilization ponds, *Journal of the Water Pollution Control Federation*, 57(1): 39-45.

Ruffier, P.J., W.C. Boyle et J. Kleinschmidt (1981). Short-term acute bioassays to evaluate ammonia toxicity and effluent standards, *Journal of the Water Pollution Control Federation*, 53(3): 367-377.

Rushbrook, E.L. et R.A. Urban (1998). New ammonia limits — recirculating sand filters evaluated, *Water Environment & Technology*, janvier 1998, p. 35-40, 10(1): 35–40.

Salem, S., D. Berends, J.J. Heijnen et M.C.M. Van Loosdrecht (2001). « Model-based evaluation of a new upgrading concept for N-removal ». *Water Science & Technology* 45(6): 169–176

Schwing, T. (1999). « Maximizing plant performance by minimizing industrial waste impacts ». In : *Plant Operations: Maximizing the Performance of Small and Medium Sized Wastewater Treatment Plants*, Conference Proceedings, Milwaukee (Wisconsin), 6 au 9 juin 1999, Water Environment Federation.

Sicard, K., M. Lambert, H. Altemeiir et M. Gassen (1999). « Performances of the new wastewater treatment plant in Herford (Germany) with biofilters operated continuously with on-line analysers ». In : *Proceedings of the Conference on Biofilm Systems*, New York (N.Y.), 17 au 20 octobre 1999, Association internationale pour la qualité de l'eau.

Sorensen, K.H., D. Thornberg et K.F. Janning (1999). « Using advanced control, post-denitrification and equalization to improve the performance of a submerged filter ». In : *Proceedings of the Conference on Biofilm Systems*, New York (N.Y.), 17 au 20 octobre 1999, Association internationale pour la qualité de l'eau.

Sorm, R., G. Bortone, R., Saltarelli, P. Jenicek, J. Wanner et A. Tilche (1996). Phosphate uptake under anoxic conditions and fixed-film nitrification in nutrient removal activated sludge system, *Water Research*, 30: 1573-1584.

Surmacz-Gorska, J., K. Gernaey, C. Demuynck, P. Vanrolleghem et W. Verstraet (1996). Nitrification monitoring in activated sludge by oxygen uptake rate (OUR) measurements, *Water Research*, 30(5): 1228-1236.

Tackàs, I., G.G. Patry et D. Nolasco (1991). A dynamic model of the clarification-thickening process, *Water Research*, 25(10): 1263-1271.

Thornberg, D.E., M.K. Nielsen et K.L. Andersen (1993). « Nutrient removal. On-line measurements and control strategies ». In : *Proceedings of the 6th International Association on Water Quality Workshop on Instrumentation, Control and Automation of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems*, Banff et Hamilton, 17 au 25 juin 1993.

Trussell, R.S., S. Adham, P. Gagliardo, R. Merlo et R.R. Trussel (2000). « WERF: Application of membrane bioreactor (MBR) technology for wastewater treatment ». In : *WEFTEC 2000. Conference Proceedings: 73rd Annual Conference & Exposition on Water Quality and Wastewater Treatment*, Anahein: (Californie), 14 au 18 octobre 2000, Water Environment Federation.

Turk, O. et D.S. Mavinic (1989). Maintaining nitrite build-up in a system acclimated to free ammonia, *Water Research*, 23(11): 1383-1388.

U.S. EPA (U.S. Environmental Protection Agency) (1971). *Wastewater Ammonia Removal by Ion Exchange*, Water Pollution Control Research Series (17010 ECZ 02/71), février 1971.

U.S. EPA (U.S. Environmental Protection Agency) (1983). *Municipal Wastewater Stabilization Ponds*. Design Manual (EPA-625/1-83-015), Cincinnati (Ohio), octobre 1983.

U.S. EPA (U.S. Environmental Protection Agency) (1985). *Project Summary: Wastewater Treatment Plant Instrumentation Handbook* (EPA-600/S2-85-026), Office of Wastewater Management, novembre 1985.

U.S. EPA (U.S. Environmental Protection Agency) (1987). *Phosphorus Removal*. Design Manual (EPA/625/1-87/001), Cincinnati (Ohio), septembre 1987.

U.S. EPA (U.S. Environmental Protection Agency) (1989a). *Retrofitting POTWs.* Handbook. (EPA/625/6-89/020), Cincinnati (Ohio), juillet 1989.

U.S. EPA (U.S. Environmental Protection Agency) (1989b). *Fine Pore Aeration Systems.* Design Manual (EPA/625/1-89/023) Cincinnati (Ohio), septembre 1989.

U.S. EPA (U.S. Environmental Protection Agency) (1992). *Wastewater Treatment/Disposal for Small Communities.* Manual (EPA/625/R-92/005), Washington (D.C.), septembre 1992.

U.S. EPA (U.S. Environmental Protection Agency) (1993). *Nitrogen Control.* Manual EPA/625/R-93/010, Washington (D.C.), septembre 1993.

U.S. EPA (U.S. Environmental Protection Agency) (1994). *Short-Term Methods for Estimating the Chronic Toxicity of Effluents and Receiving Water to Freshwater Organisms,* 3e édition (EPA/600/4/91/002), juillet 1994.

U.S. EPA (U.S. Environmental Protection Agency) (2000). *Constructed Wetlands Treatment of Municipal Wastewaters.* Manual (EPA/625/R-99/010), Cincinnati (Ohio), septembre 2000.

Vedry, B., C., Patfoni, M. Gousailles et C. Bernard (1994). First month's operation of two biofilter prototypes in the wastewater plant of Acheres, *Water Science & Technology,* 29(10): 39.

Ville de Windsor (1992). *Evaluation of Innovative Alternatives for the West Windsor PCP Upgrade.* Rapport préparé par la firme CH2M Hill Engineering Ltd.

Ville de Windsor (1996). *Innovative Alternatives for the West Windsor PCP Upgrade (Phase 2).* Rapport préparé par CG & S, janvier 1996.

Wanner, J., J.S. Cech et M. Kos (1992). New process design for biological nutrient removal, *Water Science & Technology,* 25(4-5): 445-48.

Water Research Commission (1984). *Theory, Design and Operation of Nutrient Removal Activated Sludge Processes.* University of Cape Town, City Council of Johannesburg et National Institute for Water Research du Council for Scientific and Industrial Research, Pretoria (Afrique du Sud), 1984.

WEF (Water Environment Federation) (1990). Operation of Municipal Wastewater Treatment Plants, 2e édition, *WEF Manual of Practice No. 11* (Volume II), fiche catalographique n° 90-13066 de la Library of Congress, Imperial Printing Co., St. Joseph (Michigan).

WEF (Water Environment Federation) (1998). *Biological and Chemical Systems for Nutrient Removal, publication spéciale* (ISBN 1-57278-123-8), Alexandria (Virginie).

WEF (Water Environment Federation) (2000a). *Membrane Technologies for Industrial and Municipal Wastewater Treatment and Reuse* (ISBN 1-57278-161-0), Alexandria (Virginie).

WEF (Water Environment Federation) (2000b). *Aerobic Fixed-Growth Reactors*, publication spéciale (ISBN 1-57278-162-9), Alexandria (Virginie).

WEF (Water Environment Federation) (2000c). *WEFTEC 2000. Conference Proceedings: 73rd Annual Conference & Exposition on Water Quality and Wastewater Treatment*, Anaheim (Californie), 14 au 18 octobre 2000.

WEF (Water Environment Federation) et ASCE (American Society of Civil Engineers) (1992). Design of Municipal Wastewater Treatment Plants, *WEF Manual of Practice No. 8 (ensemble de 2 volumes); ASCE Manual and Report on Engineering Practice No. 76*, fiche catalographique n° 91-30528 de la Library of Congress, Book Press, Inc., Brattleboro (Vermont).

WEF (Water Environment Federation) et ASCE (American Society of Civil Engineers) (1998). Design of Municipal Wastewater Treatment Plants, 4e édition, *WEF Manual of Practice No. 8* (ensemble de 3 volumes); *ASCE Manuals and Reports on Engineering Practice No. 76*, fiche catalographique no 98-8492 de la Library of Congress.

Wentzel, M.C., P.L. Dold, G.A. Ekama et G.v.R Marais (1989). Enhanced polyphosphate organism cultures in activated sludge systems. Part III: Kinetic model, *Water SA*, 15: 89-102.

Wentzel, M.C., G.A. Ekamma, P.L. Dals et G.v.R. Marais (1990). Biological excess phosphorus removal — steady state process design, *Water SA*, 16: 29.

WERF (Water Environment Research Foundation) (1999). *Research Priorities for Debottlenecking, Optimizing, and Rerating Wastewater Treatment Plants*. Rapport final, projet 99-WWF-1 (ISBN 1-893664-16-3), Alexandria (Virginie).

WERF (Water Environment Research Foundation) (2000). *Investigation of Hybrid Systems for Enhanced Nutrient Control*. Rapport final, projet 96-CTS-4 (ISBN 1-893664-06-6), Alexandria (Virginie).

Wicquart, F., M. Payraudeau, P.R. Pierce et B. Bigot (1999). « Full scale experience with an up-flow BAF as a tertiary treatment ». In : *Proceedings of the Conference on Biofilm Systems*, New York (N.Y.), 17 au 20 octobre 1999, Association internationale pour la qualité de l'eau.

Annexes

Annexe A
(Complément d'information sur les procédés d'élimination de l'ammoniac)

Table des matières

A.1 Procédés de nitrification à biomasse en suspension 211

A.2 Procédés de nitrification à biomasse fixe 219

A.3 Procédés de nitrification mixtes combinant biomasse fixe et en suspension 251

A.4 Autres procédés biologiques d'élimination de l'ammoniac 253

A.5 Procédés physico-chimiques d'élimination de l'ammoniac 254

Liste des tableaux

Tableau A1 Résumé des normes de conception des procédés aux boues activées, en Ontario ..212

Tableau A2 Comparaison entre les propriétés physiques des milieux types des lits bactériens...220

Tableau A3 Taux de charge organique volumétrique des procédés à phase unique 222

Tableau A4 Procédés biologiques d'élimination de l'ammoniac par biomasse en suspension, et coordonnées des fournisseurs 258

Tableau A5 Procédés biologiques d'élimination de l'ammoniac par biomasse fixe, et coordonnées des fournisseurs 259

Tableau A6 Procédés biologiques hybrides d'élimination de l'ammoniac, et coordonnées des fournisseurs 260

Tableau A7 Procédés physico-chimiques d'élimination de l'ammoniac, et coordonnées des fournisseurs 261

Liste des figures

Figure A1 Corrélation entre le taux d'élimination du NTK par unité de surface et le rapport DBO_{5c}/NTK des eaux usées, dans les lits bactériens à phase unique 223

Figure A2 Effets de la charge en DBO_5 par unité de surface sur l'efficacité de nitrification ...224

Figure A3 Rendement de la nitrification tertiaire en lits bactériens 225

Figure A4 Courbes illustrant la charge hydraulique dans le CBR en vue de l'élimination de la DBO_5 soluble à $T \geq 13$ °C 232

Figure A5 Relation du premier ordre illustrant la diminution du taux d'élimination maximal de l'azote ammoniacal total par unité de surface, en fonction de la concentration d'azote ammoniacal 233

Figure A6 Courbes de la charge hydraulique dans le CBR pour l'élimination de l'ammoniac à $T \geq 13$ °C 234

Figure A7 Facteurs de correction de la température dans le CBR 235

La présente annexe propose un complément d'information utile sur les diverses techniques d'élimination de l'ammoniac décrites au chapitre 5, notamment sur les caractéristiques, la conception, le fonctionnement ainsi que les avantages et les limites des procédés. L'information est présentée dans le même ordre qu'au chapitre 5.

Ce complément d'information est suivi d'un résumé des procédés biologiques et physico-chimiques d'élimination de l'ammoniac offerts dans le commerce, avec le nom de certains fournisseurs ou personnes-ressources. ***Cette liste des procédés et des fournisseurs ne constitue pas une marque d'appui, ni une recommandation, à l'égard desdits procédés ou fournisseurs, mais se veut tout simplement un résumé des principaux fournisseurs, et plus particulièrement de ceux ayant accepté volontiers de fournir l'information demandée.***

A.1 Procédés de nitrification à biomasse en suspension

A.1.1 Procédés classiques aux boues activées

Le tableau A1 présente un résumé des normes de conception qui s'appliquent aux stations ontariennes qui utilisent des procédés aux boues activées classiques et en aération prolongée, avec et sans nitrification (MEO, 1984). Les procédés aux boues activées avec nitrification sont considérés comme des procédés biologiques de charge faible à moyenne, suivant le T_c et la charge massique (WEF, 1990).

Les stations à boues activées procèdent au traitement préliminaire et souvent au traitement primaire des eaux usées brutes, avant leur introduction dans le ou les bassins d'aération servant au traitement biologique. Par contre, la clarification primaire est rarement utilisée dans les systèmes en aération prolongée. L'influent peut être introduit, soit en totalité en amont de la phase d'aération, soit selon un système d'alimentation étagée à différents points le long des bassins d'aération. Ces bassins peuvent en outre être dotés d'une zone de sélection initiale (p. ex., une ou plusieurs zones anoxiques) à l'intérieur de laquelle l'influent est mélangé aux boues recyclées pour améliorer la décantabilité des boues.

A.1.1.1 Particularités du procédé

Le procédé classique aux boues activées est un des procédés les plus répandus pour le traitement des eaux usées municipales, dont l'efficacité de nitrification a été démontrée. Cependant, les stations d'épuration utilisant des procédés mécaniques secondaires ont des exigences relativement élevées en matière de F&E, qui tiennent à la complexité mécanique des procédés et des composantes ainsi qu'à la surveillance régulière par des opérateurs qualifiés qu'exige le procédé pour en assurer un rendement satisfaisant. Or un grand nombre de petites communautés n'ont pas le personnel qualifié nécessaire pour exploiter et entretenir adéquatement une station aux boues activées en aération prolongée. Ces municipalités pourraient envisager de retenir les services d'une entreprise contractuelle possédant le personnel qualifié (U.S. EPA, 1992).

Les procédés aux boues activées en aération prolongée sont offerts en stations compactes préusinées qui conviennent au traitement de faibles débits, bien qu'elles puissent aussi être utilisées pour traiter des débits de 20 MLD et plus (U.S. EPA, 1992). Dans le cas des stations compactes, il est important de pouvoir régler le taux de pompage des boues recyclées afin de bien contrôler le procédé. En raison de leurs longues périodes d'aération, les procédés aux boues activées en aération prolongée peuvent toutefois être sensibles aux basses températures de traitement enregistrées dans les régions froides. Le cas échéant, les stations compactes peuvent être munies de couvercles isolés qui recouvrent le bassin d'aération et le clarificateur secondaire, pour réduire au minimum la perte de chaleur.

Un des facteurs qui limitent les dimensions et le fonctionnement d'un procédé aux boues activées est l'étape finale de sédimentation – laquelle peut être perturbée par la piètre décantabilité des boues ou une charge excessive en matières solides durant l'étape de clarification secondaire, ce qui provoquera l'élimination de biomasse dans l'effluent (U.S. EPA, 1993). Aussi faut-il éviter de concevoir et d'exploiter les stations à une concentration élevée de MESLM, afin de réduire au minimum les problèmes associés aux charges élevées en matières solides dans le clarificateur (U.S. EPA, 1993). Il faudrait en outre prévoir un dispositif qui assure la manipulation et l'élimination adéquates et fiables des boues excédentaires. Les systèmes réservés à l'épaississement des boues excédentaires sont très utiles.

Tableau A1 Résumé des normes de conception des procédés aux boues activées, en Ontario (MEO, 1984)

Étape d'aération			Étape de clarification		
Paramètre de conception	**Procédé classique aux boues activées**	**Boues activées en aération prolongée**	**Paramètre de conception**	**Procédé classique aux boues activées [4]**	**Boues activées en aération prolongée**
Charge organique (kg DBO_5/m^3 par jour)	0,31–0,72 [0,31–0,72]	0,17–0,24 [0,17–0,24]	Profondeur (m)	3,6–4,6 [3,6–4,6]	3,6–4,6
Charge massique (kg DBO_5/kg MVSLM par jour)	0,2–0,5 [0,05–0,25]	0,05–0,15 [0,05–0,15]	Vitesse de débordement en surface [6] (L/m^2 par seconde)	0,41 [0,34]	0,41
TRH minimal (h; d'après $Q_{moy.}$)	6 [6]	15 [15]	Taux de charge du déversoir (L/m par seconde)	2,9 [2,9]	2,9
Boues recyclées (% $Q_{moy.}$)	25–100 [25–100]	50–200 [50–200]	Taux de charge en matières solides (kg/m^2 par jour)	<120 [5,6]	<120 [5,6]
T_c (j)	4–6 [>10 [1]]	>15 [>15]			
Demande de O_2 (kg O_2/kg DBO_5)	1,0 [2] [1,0+4,6] [3]	1,5 [2] [1,5+4,6] [3]			
OD minimal (mg/L)	2,0 [2,0]	2,0 [2,0]			
Alcalinité résiduelle minimale (mg/L en $CaCO_3$)	– [50]	– [50]			

[ ] : Avec nitrification
$Q_{moy.}$: Débit moyen de influent
[1] À 5 °C
[2] kg O_2/kg DBO_5
[3] kg O_2/kg DBO_5 + kg O_2/kg NTK
[4] Inclut l'ajout de produits chimiques dans la liqueur mixte pour l'élimination du phosphore.
[5] À la vitesse de débordement maximale.
[6] D'après un taux de recirculation des boues de 100 %.

L'intégration d'un ou de plusieurs sélecteurs, à l'entrée du bassin d'aération, peut atténuer bon nombre des problèmes potentiels liés à la décantabilité des boues. Il est particulièrement avantageux de prévoir une zone anoxique initiale (d'un volume assurant un TRH d'au moins 15 à 30 minutes, au débit nominal moyen) dans les systèmes de nitrification en une étape, pour améliorer la décantabilité des boues en réduisant le risque de prolifération des organismes filamenteux.

Les zones anoxiques plus larges (p. ex., représentant de 20 à 40 % du volume total du bassin d'aération), avec dispositif de brassage mais sans entraînement d'oxygène dissous, peuvent être situées en amont de la zone de nitrification aérobie pour produire une pré-dénitrification (WEF, 1998). Ces systèmes à biomasse unique combinant nitrification et dénitrification prévoient généralement la recirculation interne de la liqueur mixte, depuis la zone oxique vers la zone anoxique. Le procédé peut aussi être conçu et exploité selon un mode marche/arrêt des aérateurs, dans l'ensemble du bassin d'aération (c.-à-d. procédé d'aération par marche-arrêt, pour créer successivement des conditions aérobies et anoxiques dans la liqueur

mixte du bassin d'aération). Ce procédé de nitrification-dénitrification à biomasse unique peut en outre être facilement intégré à des procédés aux boues activées déjà en place, pour améliorer l'élimination de l'azote.

Les procédés combinés de nitrification et dénitrification offrent les avantages suivants (WEF et ASCE, 1992; U.S. EPA, 1993; WEF, 1998) :

- Contrôle amélioré de l'azote total, produisant un effluent de meilleure qualité;
- Réduction de la demande en oxygène et de l'énergie d'aération correspondante (de 10 à 20 % selon CG&S et Hydromantis, Inc., 1996);
- Récupération de l'alcalinité (la dénitrification permet de récupérer près de la moitié de l'alcalinité consommée durant la nitrification);
- Meilleure décantabilité des boues, en réduisant le risque de foisonnement des boues, et
- Réduction du risque de boues flottantes, durant l'étape de clarification secondaire.

La réduction du volume d'aération causée par la présence des zones anaérobie et anoxique en amont est un aspect important dont il faut tenir compte dans la conception des procédés biologiques plus complexes d'élimination des nutriments – en pareils cas, le T_c minimum prévu pour la nitrification doit être basé uniquement sur le volume de la liqueur mixte aérée. Ces procédés biologiques comportent cependant divers avantages, notamment la réduction des besoins d'aération résultant de la diminution de la DBOc dans les zones anaérobie et anoxique; on peut aussi s'attendre à un taux de recouvrement des coûts d'aération d'environ 30 % (Randall *et al.*, 1992). Ces procédés devraient en outre produire une quantité totale de boues inférieure à celle obtenue avec les procédés de précipitation chimique pour l'élimination du phosphore. Par contre, même s'il peut y avoir amélioration de la décantabilité des boues sous l'effet du contact dans les zones anaérobie et anoxique, les zones anaérobies dans les procédés biologiques d'élimination des nutriments peuvent parfois créer des problèmes d'écume. Enfin, ces procédés requièrent habituellement des bassins supplémentaires et des mécanismes améliorés pour le contrôle des procédés et la manipulation des boues.

A.1.1.2 Avantages/limites

Le procédé aux boues activées est une technique d'épuration éprouvée, qui a été appliquée avec succès dans de nombreuses installations à grande échelle, en assurant une nitrification régulière. Le contrôle du procédé peut se faire par l'ajustement de l'âge des boues et de leur quantité, de la concentration en OD et du degré de brassage, en fonction des variations des conditions ambiantes et des taux de nitrification précis. Ce procédé peut en outre être intégré à un procédé biologique amélioré à biomasse unique pour l'élimination des nutriments.

Parmi les limites potentielles, mentionnons :

- les épisodes de piètre décantabilité des boues et le risque de formation d'écume qui peuvent nuire à la rétention des boues activées, au rendement du procédé et à la qualité de l'effluent;
- la formation de boues flottantes causée par la dénitrification durant l'étape de clarification secondaire, et
- la perte incontrôlée de biomasse qui peut rendre plus difficile la régulation de la quantité de boues et du T_c pour la nitrification.

Les sections qui suivent décrivent certaines variantes du procédé de nitrification aux boues activées et leurs particularités uniques. Ces procédés sont souvent offerts par des fournisseurs d'équipement, contrairement aux procédés

aux boues activées plus classiques qui sont habituellement conçus par des ingénieurs-conseils.

A.1.2 Chenal d'oxydation

A.1.2.1 Particularités du procédé

Les configurations améliorées, constituées de plusieurs chenaux d'oxydation reliés entre eux, offrent une marge de manœuvre encore plus grande (U.S. EPA, 1993). Le système Bio-Denitro[M], par exemple, se compose de deux bassins exploités en alternance. Un bassin fonctionne en conditions anoxiques et reçoit les eaux usées brutes et les boues de retour, pour la dénitrification. L'autre bassin reçoit la liqueur mixte issue du bassin anoxique et fonctionne en conditions aérobies (nitrification). Chaque réservoir fonctionne en alternance périodiquement et il y a aussi inversion du sens d'écoulement. Il est en outre facile de varier la capacité relative de dénitrification et de nitrification du procédé, en exploitant les deux réservoirs, soit en conditions anoxiques, soit en conditions aérobies. La durée de ces diverses phases est également réglable (WEF, 1998).

Le procédé Triple-Ditch est une variante du chenal d'oxydation qui offre un bon rapport coût-efficacité. Ce procédé, qui consiste en trois chenaux d'oxydation reliés ente eux, est basé sur une stratégie opérationnelle désignée sous le nom d'isolement graduel. Les chenaux servent tour à tour de réacteurs oxiques, anoxiques ou de repos pour assurer l'élimination contrôlée de l'azote sans clarificateurs secondaires externes et sans recirculation interne de la liqueur mixte. Le procédé permet en outre de varier le volume utile destiné au traitement aérobie et à la décantation. La dérivation du flux de l'influent est contrôlée par un bassin de distribution doté de trois déversoirs motorisés. Le procédé est commandé par un contrôleur logique programmable. La teneur en oxygène dissous est réglée automatiquement pour améliorer le rendement du procédé et réduire les besoins énergétiques et les coûts de F&E.

A.1.2.2 Avantages/limites

Parmi les avantages du chenal d'oxydation utilisé pour la nitrification, mentionnons les suivants :

- excellente efficacité de traitement et grande fiabilité;
- simplicité de fonctionnement;
- polyvalence du procédé;
- procédé éprouvé, convenant très bien aux applications à faible débit;
- ne requiert habituellement pas d'étape de traitement primaire;
- meilleure décantabilité des boues, grâce aux zones anaérobies et anoxiques;
- réduction de la quantité de boues produites;
- procédé biologique d'élimination de l'azote à faible consommation d'énergie;
- possibilité d'accroître l'élimination biologique des nutriments, et
- coûts d'immobilisation initiaux relativement faibles.

En raison toutefois de son mode d'aération prolongée, ce procédé peut être sensible aux effets des basses températures, effets qui risquent de nuire, non seulement à l'efficacité du traitement, mais aussi à l'action des aérateurs qui peuvent être vulnérables au gel par temps froid. Un autre inconvénient potentiel a trait aux besoins d'entretien relativement élevés des aérateurs.

A.1.3 Réacteur séquentiel discontinu

A.1.3.1 Particularités du procédé

Bien que toutes les phases du procédé se déroulent à l'intérieur du même réacteur, le traitement requiert l'utilisation d'au moins deux réacteurs parallèles, à moins de disposer d'un

très large bassin de retenue pour le stockage et l'équilibrage des eaux usées brutes (Randall *et al.*, 1992; WEF, 1998). Parmi les variantes plus perfectionnées du réacteur séquentiel discontinu (RSD), mentionnons le procédé CASS (système cyclique aux boues activées) qui comprend un réacteur-sélecteur et un système de recirculation de la liqueur mixte, ainsi que le système à aération prolongée à cycle intermittent à l'intérieur duquel l'influent est introduit de façon continue dans une zone de sélection anoxique, durant toutes les phases de fonctionnement du réacteur (U.S. EPA, 1993).

L'ajustement de la durée relative des diverses phases procure un niveau de contrôle relativement élevé qui permet d'utiliser le procédé pour l'élimination biologique des nutriments, suivant les conditions et le procédé de brassage utilisés. Le procédé est lui aussi commandé par un contrôleur logique programmable. Comme les différents réacteurs sont exploités en mode discontinu, la charge massique initiale est élevée durant le remplissage du réacteur qui reçoit les matières biologiques solides décantées et les eaux usées brutes. Durant cette phase, le réacteur sert de sélecteur pour éviter la croissance de bactéries filamenteuses. Le procédé peut aussi être sensible aux surcharges soudaines, mais ce problème est atténué par la grande quantité de biomasse et le volume relativement grand du réacteur.

Suivant les conditions de traitement, le RSD permet d'obtenir un effluent traité de haute qualité, y compris une nitrification efficace. Le T_r nécessaire à la nitrification doit être basé sur le laps de temps pendant lequel la biomasse est maintenue en conditions aérobies. Selon une récente enquête menée auprès de 75 stations d'Amérique du Nord utilisant des RSD, les teneurs résiduelles en DBO_5, TSS, azote total et azote ammoniacal total ont été respectivement de 6 mg/L, 9 mg/L, 4 mg/L et 1,5 mg/L (Hydromantis, Inc. et SBR Technologies Inc., 1998).

Les RSD sont pour la plupart conçus et vendus par les fournisseurs d'équipement, contrairement aux procédés plus classiques qui sont habituellement conçus par des ingénieurs-conseils. On trouvera plus de détails sur la conception des RSD, leurs caractéristiques opérationnelles, les mesures d'optimisation et leurs applications à grande échelle dans Hydromantis, Inc. et SBR Technologies Inc. (1998).

A.1.3.2 Avantages/limites

Parmi les avantages du RSD, mentionnons les suivants :

- procédé offrant un niveau relativement élevé de fiabilité, de polyvalence et de contrôle des conditions de traitement et de la durée des cycles pour favoriser l'activité des micro-organismes et la qualité de l'effluent;
- simplicité de fonctionnement et faibles coûts et exigences en matière de F&E;
- ne requiert habituellement pas de traitement primaire;
- ne requiert pas d'étape de sédimentation secondaire externe, ni de système de recirculation des boues;
- le fonctionnement discontinu convient aux grandes fluctuations de débit observées dans les petites agglomérations (U.S. EPA, 1992);
- meilleure décantabilité des boues, grâce aux conditions anoxiques durant la phase de réaction et remplissage;
- réduction de la quantité de boues produites;
- coûts d'immobilisation relativement faibles par comparaison aux procédés classiques aux boues activées à écoulement continu (Hydromantis, Inc. et SBR Technologies Inc., 1998);
- procédé relativement écoénergétique;

- peut être conçu et exploité de manière à assurer l'élimination biologique des nutriments, y compris le phosphore, et
- l'aération par jet d'air permet de contrôler séparément le brassage et l'aération, un aspect potentiellement important durant l'élimination biologique des nutriments (U.S. EPA, 1992).

Au nombre des limites ou des difficultés de fonctionnement potentielles, mentionnons :

- certains problèmes avec le système de décantation de l'effluent;
- la sensibilité aux surcharges, par exemple lors de l'introduction périodique du lixiviat de décharge, qui peut nuire à l'activité des micro-organismes de nitrification; il est donc recommandé de procéder à l'équilibrage des charges et de contrôler l'introduction des flux susceptibles de contenir des substances inhibitrices;
- l'écoulement discontinu peut créer des difficultés en aval, notamment pour les procédés de filtration continue sur sable et de désinfection de l'effluent, et
- l'absence d'interconnexions entre les réacteurs rend impossible le transfert de la liqueur mixte.

A.1.4 Bioréacteur à membrane

A.1.4.1 Particularités du procédé

Il est essentiel que l'aération se fasse depuis la base des modules à membranes immergées, pour éviter l'encrassement excessif des membranes de filtration. De plus, dans le cas des systèmes à membranes immergées à fibres creuses, des méthodes de nettoyage régulier doivent être utilisées pour maintenir un débit raisonnable de filtrat; ceci inclut de fréquents pompages à contre-courant de l'effluent filtré (c.-à-d. pompage du perméat en sens inverse, de l'intérieur vers l'extérieur des fibres creuses), le lavage quotidien à contre-courant avec de l'eau de Javel et le retrait occasionnel des membranes pour un nettoyage chimique en profondeur dans un bassin externe (WERF, 2000). Le nettoyage en place des membranes avec des produits chimiques chlorés doit se faire avec soin, pour éviter d'inhiber la biomasse nitrifiante relativement sensible.

Bien que le bioréacteur à membrane ne requiert pas de traitement primaire, il doit y avoir dégrillage fin (c.-à-d. 2 mm) des eaux usées, afin de prévenir le colmatage des membranes par les contaminants en suspension, comme les cheveux et les fibres. Tel qu'indiqué précédemment, une zone anoxique est habituellement prévue à l'entrée du bassin d'aération, où l'influent prétraité est mélangé à la liqueur mixte recyclée pour obtenir une dénitrification.

Pour maintenir la biomasse nitrifiante concentrée dans le bioréacteur à membrane compact, il faut utiliser un dispositif d'aération par fines bulles à rendement élevé, pour satisfaire aux besoins élevés en matière de transfert d'oxygène. Selon certains auteurs, les taux de transfert d'oxygène peuvent devenir limités lorsque la concentration de MESLM est élevée, ce qui peut nuire à la nitrification (Fernandez *et al.*, 2000). Les aérateurs à grosses bulles, qui sont utilisés pour le nettoyage des membranes, n'assurent qu'un transfert minimal d'oxygène.

Suivant le niveau d'écoulement prévu, le procédé de filtration sur membrane peut créer un goulet d'étranglement hydraulique, en particulier lorsqu'il y a maintien d'un débit élevé. Il serait donc sans doute plus économique d'installer un dispositif d'équilibrage du débit, en amont ou à l'intérieur du bassin, que de concevoir un système sur membrane pouvant recevoir un débit maximal (Crawford *et al.*, 2000; Fernandez *et al.*, 2000).

L'utilisation du bioréacteur à membrane pour le traitement amélioré des eaux usées municipales peut se faire dans le cadre, soit de la construction

d'une installation nouvelle consistant en une station d'épuration modulaire couverte, soit de la modernisation de bassins d'aération existants par l'ajout de membranes pour la filtration *in situ* de la liqueur mixte. Dans ce dernier cas, la modernisation des stations nécessitera :

- l'intégration de modules membranaires dans les bassins d'aération ouverts;
- le raccordement des modules aux pompes d'élimination du filtrat et au système de nettoyage en place;
- l'installation de bassins externes pour le nettoyage des membranes;
- l'installation de soufflantes additionnelles, s'il faut accroître la capacité;
- la conversion du système d'aération principal en un système à bulles fines, s'il y a lieu, et
- la conversion des clarificateurs secondaires existants en des clarificateurs primaires ou en bassins d'équilibrage du débit.

A.1.4.2 Avantages/limites

Le bioréacteur à membrane peut produire un effluent traité de très haute qualité (c.-à-d. produisant un effluent exempt de matières en suspension et presque exempt d'azote ammoniacal total). Cependant, ce procédé est toujours considéré comme une technologie nouvelle, même si son efficacité a été démontrée pour le traitement des eaux usées domestiques, à très petite ou petite échelle. Les applications sur une échelle moyenne à grande (c.-à-d. >5 MLD) demeurent relativement récentes et il existe encore peu d'informations sur le rendement de ce procédé et peu d'expériences à l'appui (WERF, 2000).

Parmi les avantages du bioréacteur à membrane, mentionnons :

- la possibilité de l'intégrer à des procédés existants aux boues activées, par l'ajout de membranes offrant une capacité et un taux de nitrification accrus;
- le meilleur contrôle du T_{bs}, grâce à la rétention complète de la biomasse de traitement, et
- une faible production de boues, à un T_s élevé.

Au nombre de ses limites, mentionnons :

- coûts d'immobilisation relativement élevés pour le bioréacteur à membrane amélioré offrant une capacité de traitement accrue;
- forte consommation d'énergie du système d'aération à grosses bulles utilisé pour le nettoyage de la surface des membranes de filtration;
- remplacement périodique des membranes, ce qui peut être coûteux;
- risque de goulet d'étranglement hydraulique dans le système de filtration (suivant le débit nominal);
- nécessité d'avoir un dispositif d'équilibrage adéquat du débit, pour atténuer les débits de pointe et éviter la hausse rapide de la pression transmembranaire (causée par un débit de filtrat trop élevé), qui nécessiteraient un nettoyage plus fréquent et rigoureux des membranes, en dehors du bioréacteur (Fernandez *et al.*, 2000), et
- coûts et besoins d'entretien potentiellement élevés pour le nettoyage des membranes, un aspect qui peut être une source de préoccupations et d'incertitudes, dans le cas des applications à grande échelle (WERF, 2000).

A.1.5 Procédés en étangs aérés

A.1.5.1 Particularités du procédé

La nitrification de l'ammoniac peut se faire en étangs aérés et parfois en étangs aérés facultatifs; dans ce dernier cas, toutefois, la nitrification ne se produit que lorsque la température est élevée et que le taux de charge est faible. Le degré de nitrification atteint dépend du T_s, de la

température de traitement, de la teneur en OD et des conditions de brassage (Environnement Canada, 1987; U.S. EPA, 1993), la nitrification pouvant ainsi être fortement diminuée, et même interrompue, par temps froid. La conception même des procédés en étangs, c'est-à-dire leur faible débit, les rend particulièrement sensibles aux basses températures et aux effets négatifs qui en résultent sur l'efficacité du traitement biologique.

Si les procédés en étangs aérés et en étangs aérés facultatifs sont utilisés en régions froides, il faut augmenter la durée de traitement ou la capacité de stockage de l'effluent (Environnement Canada, 1987; NovaTec Consultants Inc., 1996). Pour atteindre la concentration cible d'azote ammoniacal total dans l'effluent (soit moins de 5 mg/L), la capacité de stockage des procédés en étangs, dans une ou plusieurs cellules en aval, doit être suffisante pour permettre le traitement amélioré et le rejet annuel contrôlé d'un effluent de qualité acceptable à l'automne (U.S. EPA, 1992; NovaTec Consultants Inc., 1996). Autre avantage lié à l'accumulation et au stockage de l'effluent, les frais d'exploitation sont moindres que ceux des étangs à écoulement continu, car les besoins liés à l'exploitation, à la surveillance et à l'analyse sont réduits d'autant. Le rendement des STEP utilisant des procédés en étangs aérés et en étangs aérés facultatifs peut en outre être amélioré, par l'ajout d'un procédé de nitrification (NovaTec Consultants Inc., 1996). La section 6.1.3 décrit les options technologiques qui s'offrent pour le post-traitement des effluents traités en étangs, en vue d'assurer une nitrification durant toute l'année, en régions froides.

On trouvera plus de renseignements sur la conception, le fonctionnement, les applications à grande échelle et le rendement des étangs aérés et des étangs aérés facultatifs dans U.S. EPA (1983, 1992), Metcalfe & Eddy (1991), MEO et Environnement Canada (1993) et NovaTec Consultants Inc. (1996).

A.1.5.2 Avantages/limites

Les étangs aérés et les étangs aérés facultatifs offrent une solution de rechange économique pour le traitement des eaux usées municipales, là où l'on peut facilement avoir accès à des terrains peu coûteux. De plus, les besoins de F&E des procédés et les compétences exigées de l'opérateur sont moindres qu'avec les procédés mécaniques à forte charge, décrits précédemment. Les étangs aérés assurent en outre un meilleur contrôle que les étangs facultatifs plus classiques. Par contre, la consommation d'énergie et les coûts de fonctionnement liés au dispositif d'aération mécanique sont supérieurs à ceux des étangs classiques, lesquels reposent essentiellement sur la croissance des algues et la photosynthèse pour l'oxygénation.

Les procédés en étangs aérés comportent aussi certaines limites, énoncées ci-après :

- élimination très limitée de l'azote ammoniacal aux basses températures généralement enregistrées dans les régions froides du Canada;
- outre ces effets marqués de la température, le potentiel de nitrification dépend aussi fortement du T_c et du degré de brassage;
- potentiel de nitrification moindre dans les étangs aérés facultatifs, en raison du brassage incomplet dans la cellule aérée; il peut cependant y avoir une certaine nitrification dans la zone facultative aval;
- stockage de l'effluent à long terme dans les régions froides, pour permettre l'écoulement saisonnier ou annuel contrôlé, ou ajout d'un procédé de nitrification, et
- caractère peu pratique du stockage à long terme de l'effluent pour les applications à débit relativement élevé en régions froides; on peut cependant envisager l'ajout d'un procédé

complémentaire pour assurer la nitrification durant toute l'année, dans les systèmes à écoulement continu.

A.2 Procédés de nitrification à biomasse fixe

A.2.1 Lit bactérien

A.2.1.1 Particularités du procédé

Milieux

Les premiers lits bactériens étaient généralement constitués de roches, de scories ou autres milieux naturels. D'autres matériaux, comme le plastique et le bois, ont été mis au point et introduits depuis pour accroître la surface par unité de volume, améliorer les propriétés de ventilation et réduire le colmatage. Les milieux de plastique peuvent être fabriqués sous diverses formes, par exemple des feuilles ondulées, de petites billes ou rondelles ou des lanières. Les feuilles ondulées sont empilées; les billes ou les rondelles sont disposées de façon aléatoire, alors que les lanières sont suspendues à une structure de soutien, au-dessus du lit bactérien. Vu leurs avantages, les milieux de plastique sont habituellement ceux qu'on utilise aujourd'hui pour la conception d'une nouvelle station ou la modernisation d'une installation existante. Le tableau A2 compare les propriétés de différents milieux utilisés dans les lits bactériens.

Les feuilles de plastique ondulées peuvent être disposées de deux façons, pour créer un écoulement vertical ou croisé. Dans le premier cas, les feuilles sont disposées de manière à orienter l'écoulement vers le bas. Dans les configurations à écoulement croisé, les feuilles ondulées sont placées dans des angles de 45° ou 60° les unes par rapport aux autres. Il a été démontré que l'écoulement croisé assure un meilleur TRH entre le biofilm et l'influent et un meilleur transfert d'oxygène.

La surface spécifique et l'espace vide sont les deux propriétés du milieu qui influent sur le rendement du lit bactérien. La capacité de développement d'une biomasse plus abondante, en fonction du volume, augmente proportionnellement à la surface spécifique. Quant à l'espace vide, un pourcentage plus élevé permet de traiter des charges hydrauliques plus élevées et favorise un meilleur transfert de l'oxygène. Comme l'indique le tableau A2, les milieux de plastique offrent généralement une surface spécifique et un espace vide nettement plus élevés que les milieux rocheux; ils peuvent donc supporter des charges organiques et hydrauliques accrues.

La surface spécifique des milieux de plastique actuellement utilisés pour combiner l'élimination de la DBO$_5$ et la nitrification varie de 88 à 105 m^2/m^3 (surface du milieu/volume du milieu). La surface spécifique nécessaire à la nitrification seulement ou à la nitrification tertiaire se situe généralement entre 135 et 150 m^2/m^3 (WEF, 2000b). Cependant, si l'on recourt à un procédé primaire de dégrillage fin et à des dispositifs pour contrôler l'accumulation de biomasse, on peut utiliser une surface spécifique de 135 à 145 m^2/m^3 pour éliminer la DBO$_5$, car le risque de colmatage est alors moins grand (WEF, 2000b). Il n'est cependant pas recommandé d'utiliser un milieu de haute densité (200 à 240 m^2/m^3) pour la nitrification tertiaire, car il peut y avoir formation inégale de biofilm (zones sèches), ce qui réduira le taux de nitrification (WEF, 2000b). Il est en outre difficile de mouiller complètement la surface d'un milieu de haute densité dont la surface spécifique est supérieure à 150 m^2/m^3, et ces milieux sont plus sujets au colmatage.

La profondeur des lits bactériens remplis de roches varie habituellement de 1,2 à 3,0 m, du fait que la ventilation y est limitée (U.S. EPA, 1993), et elle se situe généralement entre 4,5 et

Tableau A2 Comparaison entre les propriétés physiques des milieux types des lits bactériens (U.S. EPA, 1993; WEF, 2000b)

Type et propriétés du milieu	Poids unitaire (kg/m³)	Surface spécifique (m²/m³)	Espace vide (%)
Roches (50-100 mm)	1 600	46	60
Roches (30-80 mm)	1 400	62	50
Bois (1 220 × 1 220 × 48 mm)	165	46	S.O.[1]
Feuilles de plastique ondulées, à écoulement croisé	24-45 24-45	98 138	>95 >95
Feuilles de plastique ondulées, à angle de 60°, à écoulement croisé	24-45 27-63 24-45	138 157 223	95 95 95
Polypropylène disposé de façon aléatoire	53 67 99	125 157 279	95 93 90
Milieu de garniture disposé de façon aléatoire	53 61 72	102 144 180	94 93 92
Feuilles de plastique souples, suspendues	S.O. S.O. S.O.	98 138 223	S.O. S.O. S.O.

[1] S.O. = sans objet.

12 m dans les lits bactériens faits d'un milieu de plastique (WEF, 1998), car le plastique est plus léger que la roche et la ventilation y est meilleure. Les lits plus profonds ont l'avantage d'occuper une superficie au sol moindre et de réduire le flux de recirculation nécessaire pour garder le milieu humide. Par contre, un lit plus profond coûte davantage pour le traitement des eaux usées brutes et peut nécessiter l'installation d'une pompe pour la recirculation de l'effluent et un système de ventilation en surpression, car la charge appliquée par unité de surface est plus grande. Enfin, si le lit bactérien fait d'un milieu de plastique n'est pas couvert, la couche supérieure du milieu doit être protégée contre les effets néfastes du rayonnement ultraviolet.

Élimination de la DBO_5 combinée à la nitrification (étape unique)

La charge organique qui est appliquée sur le filtre influe considérablement sur l'efficacité du procédé de nitrification. Dans les configurations à phase unique, la zone de nitrification est habituellement située dans la portion inférieure du lit bactérien, là où les organismes nitrifiants autotrophes se développent après que la charge organique a été éliminée par la biomasse hétérotrophe présente dans la partie supérieure et qu'il y a eu réduction de la concurrence entre les organismes hétérotrophes et nitrifiants pour l'oxygène disponible. Si la charge organique et la concentration augmentent, les organismes hétérotrophes se développeront plus rapidement que les organismes nitrifiants autotrophes, et il y aura déplacement de la zone de nitrification vers le bas. De fait, au-delà de la zone de diffusion de l'oxygène, les bactéries nitrifiantes seront

recouvertes par les organismes hétérotrophes qui composent le biofilm et elles cesseront toute activité de nitrification dans cette portion du filtre.

Le taux de charge hydraulique minimal par unité de surface, qui doit être appliqué sur le lit bactérien pour assurer la nitrification, varie en fonction du milieu filtrant, mais se situe habituellement entre 1,25 et 3,0 m^3/m^2 par heure suivant la surface du lit bactérien (U.S. EPA, 1993; WEF, 1998). Ce taux de charge est obtenu en réglant le taux de pompage des eaux usées et par l'augmentation de la recirculation de l'effluent traité, s'il y a lieu. Le taux de charge hydraulique doit faire en sorte que la surface du milieu demeure humide, car un mouillage adéquat favorisera l'utilisation de la surface du milieu pour le développement du biofilm et l'optimisation du taux de charge organique dans le lit bactérien, quel que soit le débit.

Le tableau A3 indique la plage des taux de charge organique volumétrique habituellement appliqués sur les lits bactériens faits de roches et de plastique, pour obtenir une nitrification partielle ou quasi complète.

Les taux de charge varient en fonction de divers facteurs, notamment le taux de charge hydraulique par unité de surface, le ratio de recirculation, l'apport d'oxygène assuré par la ventilation et le contrôle de la biomasse, ainsi que la température. Ces différents facteurs sont examinés dans la section « Particularités du procédé ».

Selon certains auteurs, le taux de charge organique par unité de surface doit être de 2,5 g DBO_5/m^2 par jour pour éliminer 90 % de l'azote ammoniacal total avec un milieu de roches ou de plastique (U.S. EPA, 1993); pour obtenir une concentration résiduelle d'azote ammoniacal total inférieure à 2,0 mg/L, ce taux doit être de 1,0 g DBO_5/m^2 (U.S. EPA, 1993).

La conception des procédés à phase unique s'appuie sur des méthodes empiriques basées sur les relations graphiques établies à partir des données de fonctionnement pour divers lits bactériens de cette configuration. Cependant, la cinétique du procédé combinant l'élimination de la DBO_5 et la nitrification est complexe et la conception de ces procédés demeure imprécise.

Le taux d'élimination du NTK par unité de surface (g NTK/m^2 par jour, d'après la surface du milieu), qui doit être obtenu à un rapport $DBOc_5/NTK$ précis pour assurer une nitrification efficace, peut être déterminé à partir de la figure A1. Ce graphique, qui a été établi à l'aide d'un vaste ensemble de résultats d'exploitation, définit la relation entre le rapport $DBOc_5/NTK$ de l'influent et le taux de nitrification. Cette relation graphique, établie pour un influent dont la température se situait entre 9 et 20°C, indique que la capacité de nitrification est fortement tributaire du taux de charge organique. À mesure que la charge organique et le rapport $DBOc_5/NTK$ augmentent, l'efficacité de nitrification diminue, sous l'effet de la concurrence qui s'exerce entre les organismes hétérotrophes et nitrifiants pour l'oxygène disponible. Le lit bactérien nitrifiant est considéré comme un procédé en une étape lorsque le rapport $DBOc_5/NTK$ (fixé arbitrairement) est $\geq$ 1:1 (WEF, 2000b). Le volume du milieu nécessaire à la nitrification peut être évalué à partir du taux d'élimination du NTK calculé par unité de surface, ainsi que de la surface spécifique (m^2/m^3) du milieu utilisé.

Le taux de charge en DBO_5 par unité de surface (kg DBO_5/m^2 par jour), pour obtenir un taux de nitrification précis (%), peut être déterminé à partir des données d'exploitation pour les milieux

Tableau A3 Taux de charge organique volumétrique des procédés à phase unique (WEF, 1998)

Type de milieu	Nitrification (75–85 %) (kg DBO_5/m^3 par jour)[1]	Nitrification 85–95 % (kg DBO_5/m^3 par jour)[1]
Milieu rocheux	0,096–0,16	0,04–0,08
Plastique	0,19–0,29	0,08–0,15

[1] Les taux de charge sont basés sur le volume du milieu.

faits de roches et de plastique (figure A2). Le volume de milieu nécessaire à la nitrification peut ainsi être évalué à partir de la charge en DBO_5 et de la surface du milieu utilisé. Le taux de charge organique volumétrique peut aussi être calculé à partir du volume du milieu estimé en fonction du taux d'élimination du NTK par unité de surface et comparé aux plages indiquées au tableau A3.

Nitrification tertiaire (en deux étapes)

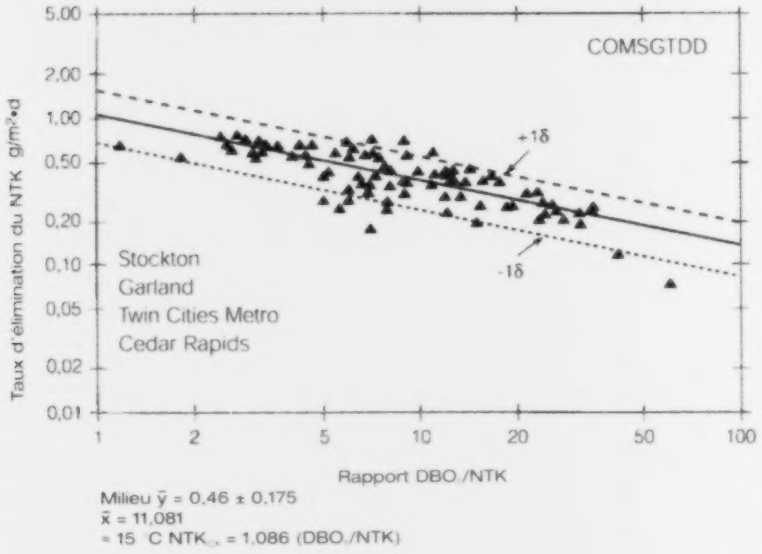
La nitrification en deux étapes consiste à traiter un effluent secondaire clarifié qui présente un faible rapport DBO_5/NTK et qui a été préalablement traité en lit bactérien ou par tout autre procédé biologique. Pour la nitrification tertiaire en lit bactérien, le rapport DBO_5/NTK doit se situer dans l'intervalle 0,25-1:1 (U.S. EPA, 1993; WEF, 2000b). La teneur en DBO_5 de l'influent secondaire doit être inférieure à 30 mg/L pour amorcer la nitrification et elle doit être inférieure à 15 mg/L pour obtenir une nitrification complète (WEF, 2000b) et la DBO_5 filtrée – aussi désignée DBO_5 soluble – doit s'établir à moins de 20 mg/L pour amorcer la nitrification; les taux de nitrification maximums sont obtenus lorsque la teneur en DBO_5 soluble de l'influent secondaire se situe entre 4 et 8 mg/L (WEF, 2000b). La faible concentration en DBO_5 de l'influent secondaire s'accompagne généralement d'une faible concentration en TSS.

En l'absence d'une charge élevée en DBO_5, le taux de nitrification devient fortement tributaire de l'oxygène disponible et de la concentration d'azote ammoniacal total. Dans la portion supérieure du lit bactérien – là où la concentration d'azote ammoniacal total est élevée – le taux de nitrification dépend de l'oxygène disponible et du taux de transfert d'oxygène. En raison de la faible charge organique, il y a peu de concurrence entre les organismes hétérotrophes et nitrifiants. Dans ces conditions, le taux de nitrification a une vitesse de réaction d'ordre zéro et est généralement estimé à 1,28 g d'azote ammoniacal/m^2 par jour (U.S. EPA, 1993; WEF, 2000b), bien que des taux d'élimination allant de 1,0 à 3,0 g d'azote ammoniacal/m^2 par jour aient été observés (WEF, 2000b). Ces taux élevés ne peuvent toutefois être atteints que lorsque le transfert d'oxygène est élevé et qu'il y a optimisation des lits bactériens.

Le taux de nitrification devient une réaction du premier ordre lorsque la concentration d'azote ammoniacal atteint entre 3 et 5 mg/L dans la portion intermédiaire du lit bactérien (U.S. EPA, 1993; WEF, 2000b). À cette concentration, c'est la diffusion de l'azote ammoniacal dans le biofilm, et non de l'oxygène, qui détermine le taux de nitrification. Dans ces conditions, l'élimination de l'azote ammoniacal total diminue proportionnellement à la réduction de la concentration d'azote ammoniacal.

Donc, une représentation graphique du taux d'élimination de l'ammoniac en fonction de la profondeur du lit bactérien serait représentée par

Figure A1 **Corrélation entre le taux d'élimination du NTK par unité de surface et le rapport DBOc$_5$/NTK des eaux usées, dans les lits bactériens à phase unique (WEF, 2000b)**



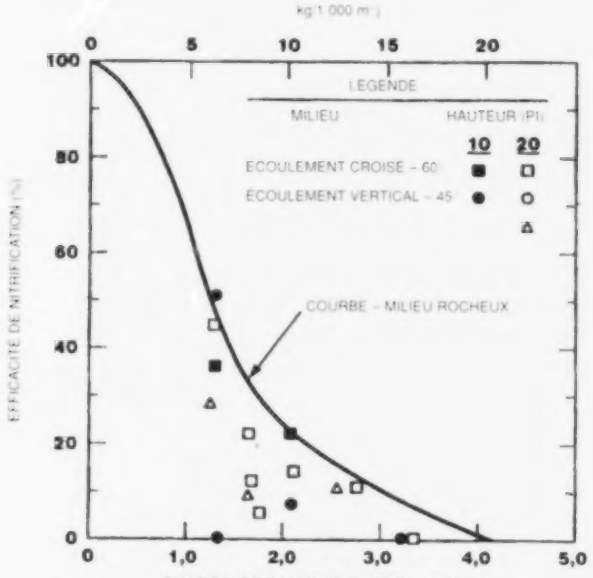
une ligne droite, dans la portion supérieure du filtre où l'oxygène disponible est le facteur déterminant, puis le taux diminuerait dans la portion inférieure du lit bactérien, la diffusion de l'azote ammoniacal devenant à cet endroit le facteur déterminant.

Le taux de charge hydraulique minimal pour obtenir la nitrification, durant la deuxième étape du procédé en lit bactérien, est de 1,96 m^3/m^2 par heure (WEF, 1998), le taux maximal d'élimination de l'azote ammoniacal en surface étant obtenu à un taux de charge de 3,6 m^3/m^2 par heure et plus (U.S. EPA, 1993). Dans le cas des procédés à étape unique, le taux de charge hydraulique peut varier en fonction du type de milieu, mais doit être tel que la surface du milieu demeure humide pour éviter la croissance inégale des organismes nitrifiants dans la portion inférieure du lit bactérien, ce qui abaisserait le taux d'élimination de l'azote ammoniacal total en surface.

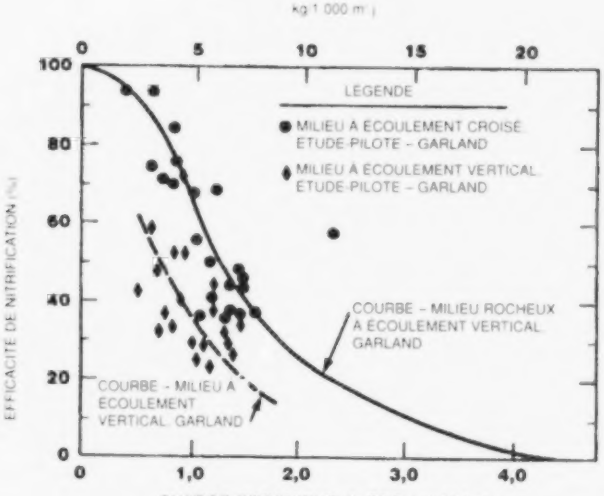
Le taux global d'élimination de l'azote ammoniacal par unité de surface, sur l'ensemble du lit bactérien utilisé pour la nitrification tertiaire, doit être de 1,0 g/m^2 par jour (WEF, 1998) pour obtenir une concentration d'azote ammoniacal dans l'effluent de 3,0 mg/L, à une température variant entre 10 et 30°C, et il doit être de 0,30 g/m^2 par jour (U.S. EPA, 1993) pour réduire la teneur en azote ammoniacal total à moins de 2,0 mg/L, à une température de 9 à 27°C.

Comme dans le cas des procédés à étape unique, le taux d'élimination par unité de surface dépend de différents facteurs, notamment du taux de charge hydraulique par unité de surface, du ratio de recirculation, de l'oxygène disponible (lequel dépend de l'efficacité de la ventilation et du

Figure A2 **Effets de la charge en DBO_5 par unité de surface sur l'efficacité de nitrifiaction (WEF, 2000b)**

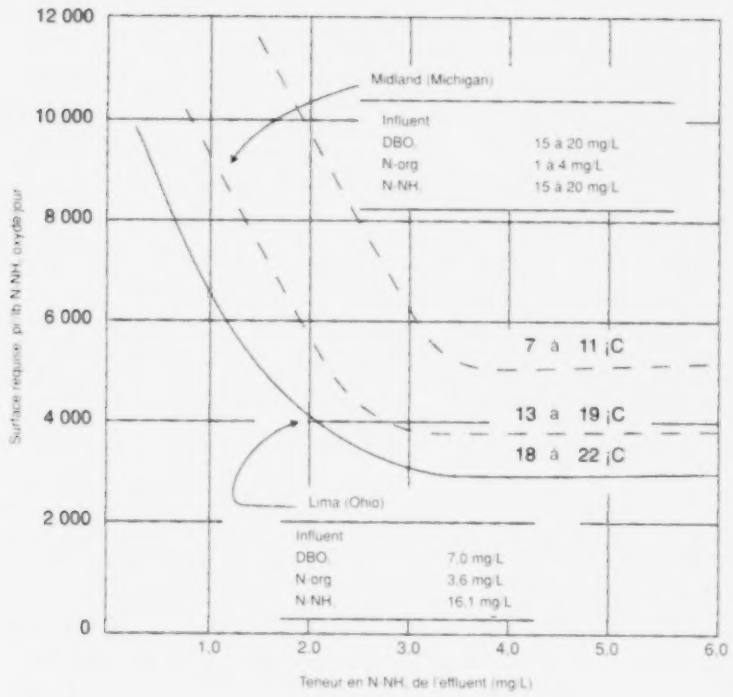


Efficacité de nitrification par rapport à la charge organique – Atlanta



Efficacité de nitrification par rapport à la charge organique – Garland

Figure A3 **Rendement de la nitrification tertiaire en lits bactériens (WEF, 1998)**



contrôle de la biomasse) ainsi que de la température. Ces facteurs sont décrits dans la section « Particularités du procédé ».

Le procédé de nitrification tertiaire peut être conçu par une méthode empirique basée les relations graphiques établies, soit à partir de données obtenues de l'exploitation de divers lits bactériens de cette configuration, soit d'estimations des variations du taux d'élimination de l'ammoniac à l'intérieur du lit bactérien, calculées à l'aide de modèles mathématiques.

La surface du milieu nécessaire pour atteindre une concentration précise en azote ammoniacal total dans l'effluent peut être estimée à partir d'une relation empirique comme celle illustrée à la figure A3. Ce graphique montre l'effet marqué de la température sur le taux d'élimination de l'azote ammoniacal total par unité de surface, ce taux augmentant proportionnellement à la température. La forme des courbes est caractéristique des vitesses de réaction d'ordre zéro et du premier ordre décrites précédemment. Les lignes droites indiquent des réactions d'ordre zéro et les courbes illustrent la cinétique du premier ordre. À mesure que la concentration d'azote ammoniacal total dans l'effluent diminue, le taux d'élimination de l'azote ammoniacal total par unité de surface diminue lui aussi, ce qui exige un milieu d'une plus grande surface. Le volume du milieu nécessaire pour atteindre une teneur précise en ammoniac dans l'effluent est évalué à

partir de la surface calculée du milieu et de la surface spécifique du milieu à utiliser.

Les modèles mathématiques de Parker et de Albertson et Okey (WEF, 2000b) peuvent être utilisés pour déterminer la capacité du lit bactérien, en fonction du taux calculé d'élimination de l'azote ammoniacal total à diverses profondeurs du lit bactérien, ou par l'estimation des réactions du premier ordre et d'ordre zéro dans le milieu. Ces modèles sont corrigés en fonction de la concentration d'azote ammoniacal total, de la ventilation à l'intérieur du milieu et des caractéristiques de mouillage et ils s'appuient sur les rapports de thermosensibilité.

Les relations sur lesquelles s'appuient la conception des procédés à étape unique et les procédés de nitrification tertiaire, de même que la prévisibilité de la nitrification, sont empiriques et mal définies. Les particularités du procédé mentionnées ci-après doivent être prises en considération pour assurer un rendement satisfaisant des lits bactériens.

A.2.1.2 Particularités du procédé

Certaines particularités du procédé sont particulièrement importantes pour maintenir une faible concentration d'azote ammoniacal total dans l'effluent lors de l'utilisation des lits bactériens pour des procédés à phase unique ou de nitrification tertiaire. Cette section passe brièvement en revue ces particularités.

Les basses températures peuvent nuire sensiblement à l'efficacité du traitement biologique et à l'élimination de l'azote ammoniacal total. Aussi faut-il tenir compte de la température durant la conception du lit bactérien. Cependant, d'autres critères de conception peuvent aussi modifier, et même dans certains cas, atténuer les effets de la température sur le procédé de nitrification, notamment les charges hydraulique et organique, l'oxygène disponible, la ventilation, la concentration d'azote ammoniacal total, l'efficacité de mouillage du milieu filtrant et le contrôle du biofilm. Des études ont démontré qu'à de basses températures, c'est l'accumulation excessive de biomasse – qui diminue la surface aérobie – et la formation de canaux d'eau dans le milieu – qui abaisse l'efficacité de mouillage – qui réduisent le rendement du lit bactérien. Des mesures visant à améliorer le contrôle de la biomasse devraient être mises en place pour réduire la dépendance à l'égard de la température et améliorer l'efficacité de filtration.

Les variations du pH à l'intérieur du lit bactérien peuvent aussi nuire à l'efficacité de nitrification. Il est toutefois possible de réduire, et même d'éviter, les effets du pH en s'assurant que l'alcalinité de l'effluent est supérieure à 50 mg $CaCO_3$/L. Lorsque l'alcalinité de l'influent est faible, une certaine nitrification peut se produire à l'intérieur du lit bactérien et la baisse du pH peut ne toucher que la portion inférieure du lit. Il est également possible que la baisse du pH ne soit pas un facteur déterminant, s'il n'y a pas recirculation de l'effluent, ce qui laisse croire qu'il faudrait favoriser l'utilisation de hautes tours de filtration, pour réduire au minimum la recirculation et réduire les chutes de pH dans l'influent.

Il est également essentiel de tenir compte de l'aération et de la ventilation, pour assurer l'apport d'oxygène nécessaire au maintien de conditions aérobies durant le traitement biologique. La quantité d'oxygène, respectivement pour l'oxydation de la DBO_C et la nitrification de l'ammoniac, est d'environ 20 kg/kg (demande en oxygène) et 50 kg/kg (demande en oxygène) (U.S. EPA, 1993; WEF, 1998, 2000b). La ventilation des lits bactériens peut se faire par tirage naturel ou mécanique. Le tirage naturel, qui résulte des différences entre la température de l'air et des eaux usées, ainsi

qu'entre l'humidité de l'air ambiant et de l'air dans le lit bactérien, peut fournir une aération suffisante. Cependant, lorsqu'il y a peu d'écart entre la température de l'air et des eaux usées, la circulation d'air peut être interrompue à travers le filtre – un phénomène qui se produirait le matin et le soir, lorsque la demande en oxygène est maximale. Donc, comme il peut y avoir des périodes au cours desquelles le transfert d'oxygène sera faible, un système de ventilation mécanique peut aussi être nécessaire.

La ventilation mécanique peut se faire au moyen de ventilateurs à tirage forcé ou induit, ce qui assurera un apport constant d'oxygène. La ventilation forcée offre entre autres les avantages de maintenir un apport constant d'oxygène dans les procédés biologiques aérobies avec biomasse, comme la nitrification tertiaire, et d'assurer l'élimination biologique des odeurs par les courants descendant et ascendant à travers une tour secondaire ou tertiaire. On peut aussi accroître la température de traitement en régions froides, pour optimiser et stabiliser le rendement et le fonctionnement du lit bactérien.

Les charges recyclées provenant du traitement des matières solides doivent être ramenées en amont du traitement primaire et incluses dans les charges hydraulique et organique appliquées sur le lit bactérien. Si le surnageant provenant du digesteur anaérobie est disponible, ce flux chargé d'azote ammoniacal devrait être stocké afin d'être recyclé dans le lit bactérien lorsque la charge est faible, pour ainsi favoriser une pénétration plus uniforme de l'ammoniac dans la portion inférieure du filtre et éviter le développement inégal du biofilm.

L'efficacité de mouillage peut varier en fonction du type, de la densité et de la configuration du milieu. Des études ont démontré qu'une partie seulement de la surface était humide dans les milieux de roches et de plastique, y compris les milieux à écoulement vertical et à écoulement croisé (à angle de 45° ou 60°). Les milieux à surface de haute densité offrent de faibles caractéristiques de mouillage et ne devraient être utilisés qu'avec des techniques de mouillage améliorées. L'efficacité de mouillage et le TRH sont deux facteurs interdépendants qui peuvent avoir une incidence sur l'efficacité de traitement. Selon certaines études, le TRH est plus long dans les milieux à écoulement croisé que dans ceux à écoulement vertical, ce qui laisse croire que les premiers offriraient une meilleure efficacité de mouillage. Le rendement du lit bactérien est optimal lorsque le mouillage du milieu filtrant et des surfaces aérobies du biofilm est maximal, l'efficacité de mouillage pouvant être améliorée par la recirculation de l'effluent traité et le dosage de l'influent dans la partie supérieure du milieu.

La recirculation de l'effluent traité permet ainsi d'accroître le taux de charge hydraulique, ce qui améliore la répartition de l'influent et l'efficacité de mouillage de la surface du milieu et augmente la surface aérobie. Une charge hydraulique plus élevée aide en outre à maintenir une force de cisaillement qui favorise le détachement de la biomasse excédentaire et réduit le colmatage. La recirculation peut aussi atténuer les fluctuations des charges appliquées sur le lit bactérien. Un ratio de recirculation de 1:1 est considéré adéquat (U.S. EPA, 1993). Comme l'illustre la figure 5.6, le flux recyclé peut provenir du lit bactérien ou du clarificateur secondaire et être pompé en amont du lit bactérien ou du procédé de traitement primaire. Le schéma hydraulique de l'effluent recyclé doit être pris en considération au moment de déterminer la capacité hydraulique des bassins de décantation primaire et des lits bactériens. On peut aussi tirer profit, dans une certaine mesure, des avantages de la recirculation, par la réduction et le contrôle de la vitesse du distributeur de l'influent.

Le fonctionnement du distributeur de l'influent et le taux de dosage peuvent avoir une incidence directe sur le fonctionnement et l'efficacité du lit bactérien. L'intensité de dosage est définie par le facteur SK, lequel représente la hauteur d'eau qui se dépose durant le passage d'un bras du distributeur. Le distributeur fonctionne habituellement à une vitesse de rotation de 0,5 à 2 minutes par révolution, à une fréquence de dosage de 10 à 60 secondes (à l'aide d'un distributeur à deux ou quatre bras) et à une valeur de SK de 2 à 10 mm par passage du bras (WEF, 2000b). Selon certaines études, la diminution de la vitesse du distributeur rotatif, entre 1,3 et 45 minutes par révolution, et l'augmentation du facteur SK (entre 14 et 720 mm) pourraient améliorer l'efficacité et la capacité du lit bactérien (WEF, 2000b). Une approche exclusive pour contrôler le coefficient SK consiste à varier la valeur du coefficient inversement à la charge de l'influent; donc, de faibles valeurs de SK sont appliquées durant les périodes de forte charge, ce qui allonge le temps de rétention, alors qu'un coefficient SK élevé est appliqué durant les périodes de faible charge, ce qui assure le détachement intermittent du biofilm. Selon des recommandations préliminaires, pour un taux de charge volumétrique moyen de 0,25 kg DBO_5/m^3 par jour, la valeur de SK devrait être fixée entre 10 et 30 mm par passage, lorsque la charge est élevée, et être ≥ 200 mm par passage, durant les périodes de faible charge (WEF, 2000b).

La diminution de la vitesse du distributeur et l'élargissement de la plage des valeurs de SK procurent plusieurs avantages. Ainsi, un coefficient SK élevé favorise le détachement de la biomasse excessive à la surface du milieu, ce qui réduit l'épaisseur du biofilm. L'augmentation de l'intensité de dosage accroît également l'efficacité de mouillage du milieu et le taux de transfert d'oxygène, réduisant du même coup le développement inégal du biofilm et la formation de zones sèches dans le lit bactérien. La diffusion de l'ammonium à travers le biofilm aérobie pourrait aussi être améliorée. La biomasse nitrifiante peut donc se développer plus en profondeur dans la portion inférieure du lit bactérien, ce qui améliorera l'efficacité de filtration et donnera lieu à un rendement plus stable et à un meilleur taux de nitrification.

Les valeurs optimales de SK peuvent toutefois être spécifiques au lieu et au procédé. Aussi le distributeur de l'influent devrait-il prévoir une large plage de valeurs de fonctionnement afin que l'opérateur puisse déterminer et appliquer le meilleur mode de fonctionnement. Les distributeurs radiaux électriques dotés de minuteries et de variateurs de vitesse peuvent offrir un niveau de contrôle plus fiable, en regard d'une plus large plage de valeurs de SK, que les dispositifs à propulsion hydraulique et à buses fixes.

A.2.1.3 Avantages/limites

Les lits bactériens sont utilisés depuis de nombreuses années, de sorte qu'on en comprend bien le fonctionnement et que l'on connaît bien les équipements connexes nécessaires au maintien de l'efficacité de traitement. Les lits bactériens peuvent être utilisés pour la nitrification tertiaire ou pour l'élimination de la DBO_5 combinée à la nitrification. Bien conçu et exploité, le lit bactérien peut donner un rendement comparable à celui des procédés à biomasse en suspension (WEF et ASCE, 1998). Les principaux avantages des lits bactériens sont définis ci-après :

- La qualité de l'effluent traité se compare à celle d'un effluent traité par un procédé aux boues activées.
- Les lits bactériens nitrifiants peuvent produire un effluent dont la teneur en azote ammoniacal total est inférieure à 5 mg/L.

- La superficie au sol requise pour un lit bactérien est habituellement moindre que pour un procédé aux boues activées.
- Il existe dans le commerce des milieux de plastique offrant une surface spécifique et des interstices plus grands que les milieux de roches, ce qui permet le traitement de charges hydraulique et organique plus fortes et un meilleur transfert de l'oxygène.
- L'utilisation d'un milieu de plastique plus léger permet d'avoir un lit bactérien d'une profondeur de 4,5 à 12 m, ce qui réduit la superficie au sol et la recirculation de l'effluent pour le mouillage de la surface du milieu.
- Les améliorations récentes apportées aux modes d'application de la charge hydraulique et aux systèmes de ventilation mécanique à air forcé favorisent le rendement du lit bactérien.
- L'utilisation d'un distributeur radial électrique avec variateur de vitesse améliore l'application de la charge hydraulique, par l'ajustement de la vitesse de rotation (minutes par révolution) et de l'intensité de dosage (facteur SK).

Les limites du lit bactérien tiennent à l'accumulation d'une quantité excessive de biofilm et à la nécessité de maintenir une charge hydraulique suffisante pour assurer l'humidité du milieu, et elles se définissent comme suit :

- Il faut assurer un mouillage optimal de la surface du milieu, pour maximiser la surface du biofilm et la diffusion de l'OD et de l'ammonium dans le biofilm.
- Le développement inégal du biofilm et la formation de zones sèches, qui réduisent le rendement de nitrification du lit bactérien, peuvent être causés par une piètre efficacité de mouillage, elle-même imputable à une charge hydraulique insuffisante et à un milieu d'une trop forte densité (>150 m^2/m^3). La recirculation de l'effluent traité et l'amélioration du mode d'introduction de l'influent, par l'ajustement du taux et de l'intensité de dosage (valeurs SK), peuvent améliorer l'efficacité de mouillage et la surface disponible pour le développement du biofilm.
- L'accumulation excessive de biofilm risque de boucher les interstices du milieu filtrant, ce qui réduira sensiblement la diffusion de l'oxygène et des nutriments dans le biofilm et créera un canal d'écoulement préférentiel. On peut améliorer le détachement de l'excès de biomasse par le contrôle quotidien de l'introduction de l'influent et de l'intensité de dosage.
- Les modes d'introduction de l'influent, de même que les taux et l'intensité de dosage – c.-à-d. le plage de fonctionnement des valeurs de SK – sont spécifiques au site et au procédé.
- Les mécanismes à propulsion hydraulique et à buses fixes, utilisés pour la distribution de l'influent, ne permettent pas de bien contrôler le taux et l'intensité de dosage.
- La ventilation par tirage naturel peut ne pas fournir l'oxygène nécessaire et des problèmes d'odeur risquent de se présenter.

La section 7.2.2 traite plus en détail des problèmes de fonctionnement des lits bactériens et des correctifs qui peuvent être apportés.

A.2.2 Contacteur biologique rotatif

A.2.2.1 Description du procédé

Milieu

Le contacteur biologique rotatif (CBR) est habituellement constitué de disques de polyéthylène ou de spirales. Le milieu est conçu de manière à maximiser la surface et à favoriser la turbulence et l'écoulement autour du biofilm. En général, les CBR mesurent 3,5 m de diamètre et 7,5 m de longueur et leur surface varie de 9 300 à 9 600 m^2 par axe, mais elle peut atteindre de 13 900 à 14 500 m^2 pour un axe de mêmes

dimensions, dans le cas des milieux de haute densité (U.S. EPA, 1993; WEF, 2000b).
Le milieu doit être protégé contre le rayonnement ultraviolet, et des couvercles peuvent être installés en régions froides pour éviter la perte de chaleur et la formation de glace.

La densité du milieu est un facteur déterminant pour assurer le développement du biofilm requis et l'optimisation du taux d'élimination par unité de surface, suivant le type de traitement. Un milieu de densité normale est habituellement utilisé durant les étapes d'élimination de la matière organique, où la croissance du biofilm est épaisse. Le milieu normal offre des passages plus larges, évite ou réduit les problèmes de colmatage et favorise la circulation des eaux usées à travers le milieu. Les milieux de haute densité créent des passages plus étroits, et leur application se limite davantage aux conditions moins propices au développement du biofilm – conditions que l'on retrouve habituellement durant les derniers passages d'un procédé à étape unique ainsi que durant le procédé de nitrification tertiaire.

Élimination de la DBO_5 combinée à la nitrification (procédé à étape unique)

La circulation des eaux usées à travers une série de contacteurs rotatifs donne lieu à la formation d'un biofilm, dont la croissance est fonction du substrat disponible. Durant les premiers passages, la biomasse se compose principalement d'organismes hétérotrophes associés à l'élimination de la DBO_5. Durant le premier passage, la charge organique est élevée, et le biofilm qui se forme est habituellement épais. À mesure que la teneur en DBO_5 diminue durant les passages subséquents, de même l'épaisseur du biofilm diminue. La réduction de la teneur en DBO_5 et du rapport $DBOc_5/NTK$ à un seuil inférieur critique favorise l'activité des bactéries nitrifiantes qui amorcent la nitrification et éliminent l'azote ammoniacal total. L'oxygène est alors disponible pour les organismes nitrifiants, car la faible charge organique limite la croissance des organismes hétérotrophes.

Dans les applications à étape unique, la surface totale du milieu nécessaire au traitement correspond à la somme de la surface requise pour l'élimination de la matière organique et la nitrification. Si la surface est insuffisante durant les premiers passages où se fait l'élimination de la matière organique, cette réaction se produira durant les passages subséquents, de sorte que la nitrification sera reportée vers les derniers passages et pourrait même échouer.

Les contacteurs rotatifs doivent être installés de manière à former une série de passages, pour qu'il y ait abaissement de la teneur en DBO_5 et en azote ammoniacal total dans l'effluent.
Les fabricants déterminent habituellement le nombre recommandé de passages en fonction de l'efficacité d'élimination de la matière organique et de l'azote ammoniacal total ou des normes de rejet dans l'effluent traité.

Durant les premiers passages, les taux maximums d'élimination de la charge organique varient de 12 à 14,5 g DBO_5 soluble/m^2 par jour et de 24 à 29 DBO_5/m^2 par jour, selon la surface du milieu, en présumant que la proportion de DBO_5 soluble est de 50 % (U.S. EPA, 1993; WEF, 1998, 2000b). Le taux d'élimination de la matière organique par unité de surface ne doit pas dépasser 29 g DBO_5/m^2 par jour durant quelque passage que ce soit, afin que la charge ne dépasse la capacité de transfert d'oxygène du système.

Le taux de charge hydraulique par unité de surface (m^3/m^2 par jour, d'après la surface du milieu), appliqué durant les phases d'élimination de la matière organique, peut être déterminé par des relations graphiques établies à partir de conditions expérimentales et d'études à grande

échelle. La figure A4 présente un ensemble de courbes illustrant, de façon approximative, le taux de charge hydraulique en fonction d'un éventail de concentrations de DBO$_5$ soluble dans l'influent et de la teneur en DBO$_5$ soluble à atteindre dans l'effluent, pour des eaux usées d'une température supérieure à 13 °C. Ces courbes sont basées sur les relations entre la teneur en DBO$_5$ soluble de l'effluent et le taux de charge organique (kg DBO$_5$ soluble/m^3 par jour) à la surface du milieu. Le rendement prévu à partir de ces relations graphiques est considéré optimiste, et des coefficients de sécurité basés sur les limites quotidiennes ou hebdomadaires maximales ou sur le rapport entre la charge organique maximale et moyenne peuvent être utilisés.

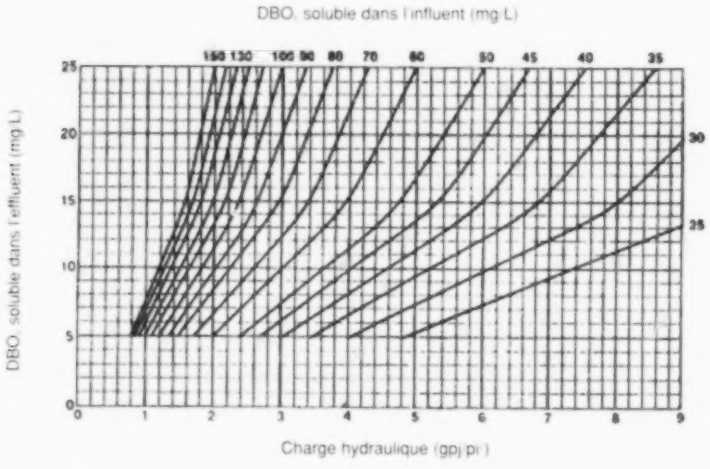
Le taux maximal d'élimination de l'azote ammoniacal par unité de surface, durant la nitrification dans un CBR, est de 1,5 g/m^2 par jour (U.S. EPA, 1993; WEF, 1998, 2000b), ce taux correspondant au taux maximal d'ordre zéro. Le taux de nitrification maximal se produit lorsque la teneur en DBO$_5$ soluble est inférieure à 15 mg/L, ce qui correspond à un taux de charge organique (par unité de surface) de 3,5 g DBO$_5$ soluble/m^2 par jour (U.S. EPA, 1993; WEF, 1998, 2000b). À ce stade, le rapport DBOc$_5$/NTK est faible et la concurrence entre les organismes autotrophes et hétérotrophes pour l'oxygène disponible est réduite au minimum. À mesure que la concentration d'azote ammoniacal total diminue durant la nitrification à l'intérieur du CBR, le taux d'élimination maximal de l'ammoniac commence lui aussi à diminuer, le taux d'azote ammoniacal s'établissant à moins de 5 mg/L (U.S. EPA, 1993; WEF, 2000b). La réaction passe alors à une cinétique du premier ordre. La figure A5 illustre que le taux maximal d'élimination de l'azote ammoniacal total diminue en fonction de la concentration d'azote ammoniacal.

Le taux de charge hydraulique par unité de surface (m^3/m^2 par jour), qui est appliqué durant la phase de nitrification à l'intérieur du CBR, peut être évalué à partir des relations graphiques. La figure A6 illustre un ensemble de courbes qui déterminent, de façon approximative, le taux de charge hydraulique en fonction d'une plage de concentrations d'azote ammoniacal total dans l'influent et de la concentration d'azote ammoniacal total à atteindre dans l'effluent, pour des eaux usées d'une température supérieure à 13 °C. Comme dans le cas de la figure A4, il est recommandé d'appliquer un coefficient de sécurité.

Les courbes illustrant les taux de charge hydraulique par unité de surface, présentées aux figures A4 et A6, valent pour des températures supérieures à 13 °C. Or les taux d'élimination des matières organiques et de l'ammoniac, de même que la croissance microbienne, varient en fonction de la température et ont tendance à diminuer proportionnellement à la température. Des études ont ainsi démontré que la vitesse maximale de la réaction d'ordre zéro (1,5 g d'azote ammoniacal/m^2 par jour) n'augmente pas lorsque la température dépasse 13 °C, mais qu'elle diminue à de basses températures. La figure A7 indique les facteurs de correction de la température qui s'appliquent à l'élimination de la pollution carbonée et aux taux de nitrification, lorsque la température est inférieure à 13 °C. Il suffit de multiplier le taux de charge hydraulique par le facteur de correction correspondant à la température.

Une évaluation type de la surface requise pour l'élimination de la charge organique dans l'influent consiste à utiliser le taux d'élimination par unité de surface de la DBO$_5$ et de la DBO$_5$ soluble. Le taux de charge hydraulique nécessaire pour obtenir une concentration dans l'effluent de 15 mg de DBO$_5$ soluble/L peut être

Figure A4 **Courbes illustrant la charge hydraulique dans le CBR en vue de l'élimination de la DBO_5 soluble à T ≥ 13 C (gpj/pi² × 4,074 × 10^{-2} = m³/m² par jour) (gpj/pi² = gallons par jour par pied carré) (WEF, 1998)**

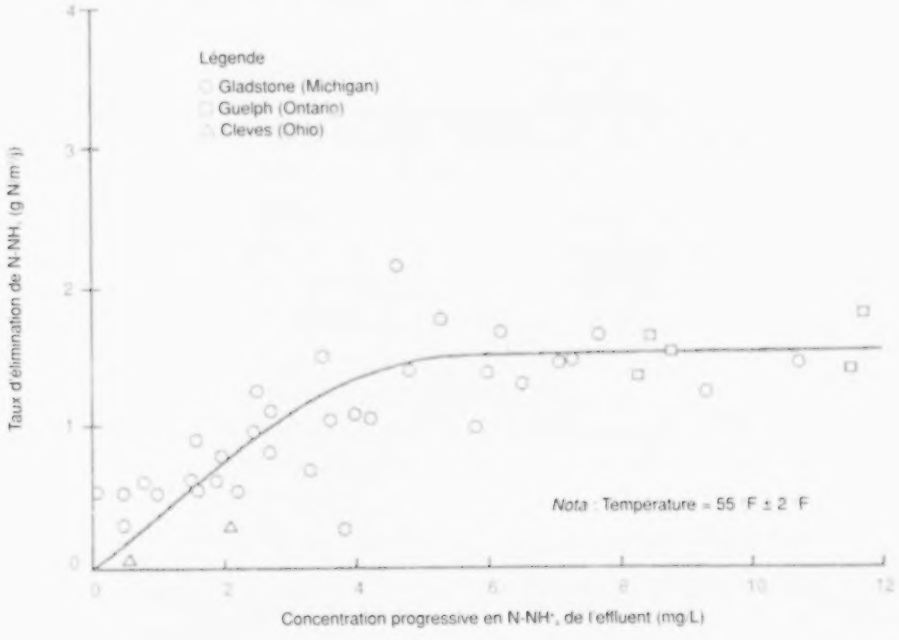


déterminé à partir de la figure A4, puis être utilisé pour calculer la surface requise pour obtenir ce niveau de traitement. Les différentes surfaces calculées sont comparées, et la valeur la plus prudente est utilisée.

Le taux d'élimination maximal de l'azote ammoniacal, indiqué précédemment, est utilisé pour déterminer la surface requise pour abaisser la concentration d'azote ammoniacal total à 5 mg/L. La figure A5 peut ensuite être utilisée pour calculer le taux d'élimination de l'azote ammoniacal total nécessaire pour réduire la concentration d'azote ammoniacal total, de 5 mg/L à la norme de rejet prescrite. Le taux de charge hydraulique permettant d'atteindre la concentration finale d'azote ammoniacal total dans l'effluent, peut être déterminé à partir de la figure A6 et servir à évaluer la surface requise pour l'élimination de l'ammoniac. Les diverses surfaces calculées sont ensuite comparées, et la valeur la plus prudente est utilisée.

Les modèles mathématiques tirés de Watson, Opatken et Benjes peuvent être utilisés pour déterminer la surface des CBR nécessaire pour l'élimination de la charge organique et vérifier l'efficacité d'élimination à chaque passage (WEF, 2000b), alors que les modèles mathématiques de Pano peuvent servir à déterminer la surface des CBR pour l'élimination de l'ammoniac (WEF, 2000b). Des coefficients de sécurité, basés sur les limites quotidienne ou hebdomadaire maximales dans l'effluent ou sur le rapport entre la charge

Figure A5 Relation du premier ordre illustrant la diminution du taux d'élimination maximal de l'azote ammoniacal total par unité de surface, en fonction de la concentration d'azote ammoniacal (U.S. EPA, 1993)



organique maximale et moyenne ainsi que sur les rapports de thermosensibilité, peuvent être intégrés aux modèles.

Nitrification tertiaire (procédé en deux étapes)

Les paramètres qui s'appliquent au procédé de nitrification dans un CBR distinct sont les mêmes que ceux pour le procédé à étape unique (c.-à-d. celui combinant l'élimination de la DBO, et la nitrification), et la teneur en DBO, soluble dans l'influent doit être maintenue en deçà de 15 mg/L.

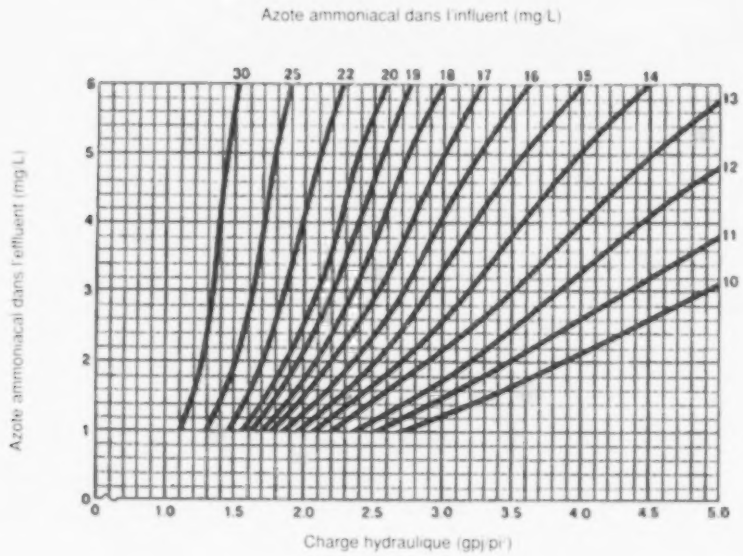
Les relations servant à la conception des procédés à étape unique et de nitrification tertiaire, de même que la prévisibilité de la nitrification, sont empiriques et mal définies. Les particularités du procédé décrites ci-après doivent être prises en considération pour assurer le bon fonctionnement des CBR.

A.2.2.2 Particularités du procédé

Certaines particularités, décrites brièvement ci-après, sont particulièrement importantes pour maintenir une faible concentration d'azote ammoniacal dans l'effluent traité en CBR.

La basse température des eaux usées nuit à l'élimination de la matière organique et à la nitrification en CBR. Aussi faut-il déterminer l'efficacité du CBR durant chaque saison et, plus particulièrement par temps froid, lorsque des normes de rejet s'appliquent.

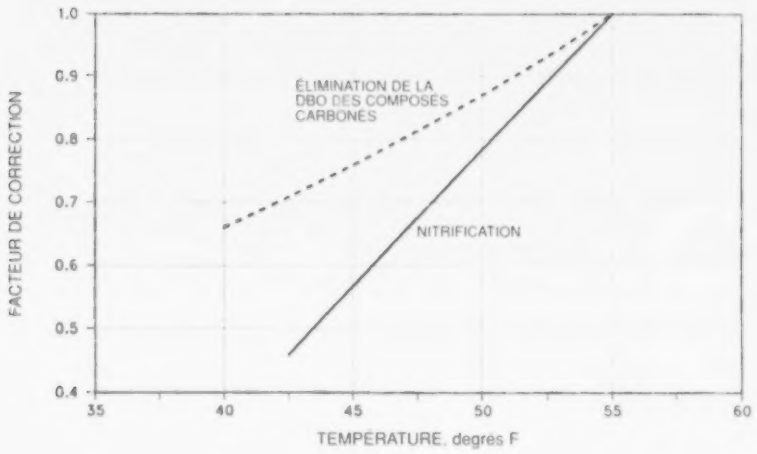
Figure A6 **Courbes de la charge hydraulique dans le CBR pour l'élimination de l'ammoniac à T ≥ 13 C (gpj/pi² × 4,074 × 10^{-2} = m^3/m^2 par jour) (gpj/pi² = gallons par jour par pied carré) (WEF, 1998)**



L'alcalinité et le pH sont deux autres facteurs déterminants de l'efficacité de nitrification en CBR, tout comme dans les autres procédés biologiques. Des études ont démontré que l'efficacité de nitrification est fortement réduite lorsque le pH passe de 7,0 à 6,0. Bien que les CBR puissent, après une période d'acclimatation, donner un rendement satisfaisant à un pH inférieur à 7,0, il faut alors éviter toute variation notable du pH, et la stabilité du procédé peut laisser à désirer. L'alcalinité de l'effluent doit être maintenue entre 50 et 100 mg de carbonate de calcium/L pour assurer la stabilité de la nitrification et éviter la chute du pH.

L'apport d'oxygène nécessaire au traitement aérobie est assuré par l'exposition du milieu en alternance aux eaux usées et à l'air. Le taux de transfert d'oxygène doit être suffisant pour assurer le maintien de conditions aérobies sur toute l'épaisseur du biofilm actif. Le taux de transfert maximal enregistré pour un CBR à grande échelle varie de 6,8 à 7,3 g d'oxygène/m^2 par jour (U.S. EPA, 1993; WEF, 2000b). Tel qu'indiqué précédemment, ces taux de transfert correspondent aux taux maximums d'élimination de la matière organique et de l'azote ammoniacal par unité de surface. Un système complémentaire de diffusion d'air comprimé peut être utilisé.

Figure A7 Facteurs de correction de la température dans le CBR ((F - 32) × 0,555 = C) (WEF, 1998)



La charge des flux recyclés provenant du traitement des matières solides doit être incluse dans la charge hydraulique et la charge en contaminants traitées par le CBR et dans le calcul de la surface requise. Il est en effet important de tenir compte de ces flux secondaires et de leurs effets, pour éviter les surcharges et les défaillances.

Comme de fortes fluctuations hydrauliques peuvent nuire à l'efficacité du rendement des CBR, il est recommandé d'intégrer un système d'équilibrage du débit, lorsque le rapport entre les charges maximale et moyenne dépasse 2,5, ceci afin de contrôler la charge hydraulique appliquée. L'équilibrage pourra en outre réduire les fluctuations et les trop fortes hausses de la charge organique de l'influent, qui risquent elles aussi de nuire au fonctionnement et au rendement des CBR, et éviter ainsi d'installer des dispositifs de traitement supplémentaires.

La répartition du débit est un autre facteur important dont il faut tenir compte dans les CBR comportant plusieurs chaines parallèles. L'écoulement doit être réparti uniformément entre les diverses chaines pour éviter les surcharges ou les charges insuffisantes durant les premiers passages, ce qui pourrait provoquer d'importantes fluctuations de l'épaisseur du biofilm et nuire, par le poids ainsi créé, au fonctionnement de l'axe. Il faut donc assurer une distribution efficace entre toutes les unités parallèles. Un canal d'admission de l'influent à faible perte de charge, perpendiculaire à l'écoulement dans les chaines parallèles, ainsi qu'un déversoir d'entrée en amont des premiers passages, devraient être installés pour favoriser la distribution de l'influent (figure 5.8). Lorsque le débit est faible et qu'il n'y a qu'un seul contacteur rotatif, l'axe devrait être orienté dans la direction des eaux usées. L'alimentation étagée durant les premiers passages pourrait assurer un contrôle plus efficace de la charge appliquée.

A.2.2.3 Avantages/limites

Les CBR ont été commercialisés à la fin des années 60, pour tirer profit des nouveaux milieux

de plastique. Depuis le milieu des années 80, toutefois, le procédé a perdu de sa popularité à la suite de plusieurs dommages de structure causés à l'axe de rotation et au milieu, par l'accumulation excessive de biomasse (WEF et ASCE, 1998). Pour utiliser efficacement les CBR – que ce soit pour l'élimination de la DBO, combinée à la nitrification ou pour la nitrification tertiaire, il faut bien en comprendre les limites, liées à l'accumulation de la biomasse. Les principaux avantages du CBR sont décrits ci-après :

- Les CBR de nitrification peuvent produire un effluent ayant une teneur en azote ammoniacal total inférieure à 5 mg/L.
- L'exposition du biofilm à l'air, durant la rotation de l'axe, introduit l'air de procédé nécessaire au traitement aérobie en conditions normales, ce qui évite d'avoir à utiliser de l'air comprimé.
- Le caractère modulaire du CBR permet d'accroître facilement la capacité d'une installation déjà en place.
- Les besoins de F&E sont simples, par comparaison aux procédés aux boues activées.

Quant à ses limites, le CBR est reconnu pour les problèmes causés par la croissance excessive du biofilm et les limites suivantes ont été relevées :

- Par comparaison aux lits bactériens, les CBR requièrent une superficie au sol relativement grande, en raison de la configuration horizontale du procédé.
- Un système d'air comprimé peut s'avérer nécessaire en cas de surcharge, pour répondre aux besoins en oxygène de la biomasse, en particulier durant les premiers passages.
- La croissance excessive du biofilm peut boucher les interstices du milieu filtrant, réduire l'efficacité de transfert de l'oxygène et diminuer la diffusion du substrat et des nutriments dans le biofilm. Il risque alors d'y avoir perturbation et dérivation du débit, ce qui réduira l'efficacité du CBR.
- La croissance excessive de la biomasse, qui survient fréquemment, exerce un poids excédentaire qui peut endommager l'axe de rotation et le milieu.
- La répartition inégale de l'influent durant les premiers passages risque de créer des conditions à la fois de surcharge et de charge insuffisante dans les différentes chaînes du CBR. La surcharge peut en retour provoquer la croissance excessive du biofilm, qui exercera un poids excédentaire sur l'axe.
- Il faut contrôler la croissance du biofilm pour éviter différents problèmes, notamment l'application d'un poids excédentaire sur l'axe de rotation, le colmatage du milieu ou l'incapacité de maintenir la vitesse de rotation. Parmi les moyens disponibles pour supprimer l'excès de biofilm, mentionnons le contrôle ou l'inversion de la vitesse de rotation de l'axe et l'extraction à l'air.
- Il est parfois nécessaire d'alterner la séquence d'alimentation dans les derniers passages, s'il y a exposition intermittente à de fortes concentrations d'azote ammoniacal durant le dernier passage, ceci afin de favoriser le développement d'une quantité satisfaisante de biofilm nitrifiant durant le dernier passage et de maintenir le rendement de nitrification.

La section 7.2.2 traite plus en détail des problèmes de fonctionnement des CBR – notamment de la surcharge et de la croissance excessive du biofilm – ainsi que des correctifs qui peuvent être apportés.

Le contacteur biologique immergé (CBI) est une variante du CBR classique. Il s'agit du même type de contacteur biologique rotatif, mais le taux d'immersion est plus élevé, s'établissant entre 70 et 90 %. Son principal avantage est de réduire

sensiblement les charges exercées sur l'axe de rotation, diminuant du même coup les risques de dommages à la structure. Cependant, le CBI est normalement équipé d'un système d'air comprimé pour assurer l'entraînement de l'axe et répondre aux besoins de traitement. Or l'utilisation d'un système d'air comprimé fait en sorte que le CBI consomme davantage d'énergie que le modèle classique de CBR.

A.2.3 *Réacteurs aérobies à lit fixe immergé*

A.2.3.1 Procédé Biofor

Description du procédé

Milieu

Le milieu utilisé à titre de substrat pour la biomasse et la clarification est un schiste expansé, désigné sous le nom de Biolite, dont la masse volumique varie de 1,4 à 1,8 g/cm^3. Deux types de Biolite sont utilisés tout dépendant du traitement. La Biolite P, dont la granulométrie normale est de 3,5 mm (3,2 – 3,8 mm), est surtout utilisée pour la nitrification tertiaire et les eaux usées diluées. La Biolite L, dont la granulométrie normale est de 2,7 mm (2,5 – 2,9 mm) et la surface spécifique de 700 m^2/m^3 (ONDEO Degrémont, communication technique, 2001), est surtout utilisée pour l'élimination de la matière carbonée à des taux de filtration élevés et a été utilisée en mode de nitrification tertiaire (ONDEO Degrémont, communication technique, 2001). L'épaisseur du milieu varie de 2,9 à 3,9 m dans le procédé Biofor, tout dépendant du type et du niveau de traitement souhaités et de la biomasse correspondante nécessaire.

Nitrification tertiaire (Systèmes à deux étapes)

Les eaux usées à forte concentration organique peuvent être nitrifiées dans un système à deux étapes. Le processus de nitrification est dépendant du rapport $DBOc_5$/NTK, de la disponibilité de l'oxygène, de la concentration de l'azote ammoniacal total, de la température, du pH et de l'alcalinité. Dans un système à deux étapes, la charge en azote ammoniacal total, la qualité de l'effluent exigé et la température sont les éléments qui caractérisent le processus de nitrification tertiaire.

Une étude réalisée par Pujold *et al.* (1993) a permis de déterminer des taux de charge limitants en azote ammoniacal de 1,5 kg/m^3 par jour et de 10 m^3/m^2 par heure pour le procédé de nitrification (WEF, 2000b). Ce taux de charge est fondé sur le volume du milieu et le taux de charge hydraulique par rapport à la surface du filtre. Des essais de nitrification réalisés pour la station de traitement des effluents secondaires d'Achères, près de Paris, (Vedry *et al.*, 1994) ont montré que le procédé Biofor permettait de retirer 0,85 kg d'azote (ammoniacal) par m^3 et par jour, cela à un taux de charge hydraulique de 7 m^3/m^2 par heure et à une température de 14 °C (WEF, 2000b).

Une étude pilote de filtres biologiques à trois étapes pour l'élimination de l'azote total (Aridgides *et al.*, 2000) situés à la station d'épuration de la ville de Binghamton–Johnson (New York) a montré que l'unité de nitrification tertiaire Biofor permettait d'obtenir, dans des conditions moyennes, un effluent contenant 3,0 mg d'ammonium/L à un taux de charge de 0,3 kg d'azote (ammoniacal)/m^3 par jour et à un taux de charge hydraulique de 4,6 m/h. La même étude a montré que l'on obtenait, en conditions maximales, un effluent contenant 5,0 mg d'azote (ammoniacal)/L à un taux de charge de 0,51 kg d'azote (ammoniacal)/m^3 par jour et à une charge hydraulique de 7,6 m/h. L'efficacité de l'élimination en conditions maximales dépendait de rapports élevés $DBOc_5$/NTK.

Le taux de charge volumétrique (kg/m³ par jour) est établi en fonction de l'effluent souhaité et sert à déterminer le volume de milieu nécessaire. Le taux de charge hydraulique (m³/m² par heure) détermine la durée du cycle des lavages à contre-courant. La surface du filtre et la profondeur du milieu sont évaluées en fonction de ce paramètre.

Particularités du procédé

Certaines caractéristiques clés du procédé Biofor s'avèrent particulièrement importantes pour l'obtention, de façon continue, d'une faible concentration d'azote ammoniacal total dans l'effluent.

L'alcalinité des eaux usées pénétrant dans le réacteur Biofor doit être suffisamment élevée pour l'obtention d'un pouvoir tampon et le maintien d'une valeur résiduelle suffisante dans l'effluent traité. Cela devrait permettre d'éviter les variations du pH et leurs effets sur la nitrification. L'effet des basses températures doit aussi être pris en compte au moment de l'évaluation des taux de charge.

Il est jugé essentiel de procéder à un dégrillage fin des eaux usées brutes car, dans le procédé Biofor, l'eau en courant ascendant vient en contact avec les buses d'injection avant le traitement biologique et la filtration. Il faut donc éviter toute possibilité de colmatage des buses en utilisant une grille mécanique fine de 2,5 mm avant que les eaux usées ne pénètrent dans l'appareil (ONDEO Degrémont, communication technique, 2001).

Le lavage à contre-courant du milieu filtrant est une importante caractéristique du procédé Biofor. Il permet de limiter l'accumulation excessive de biomasse sur le milieu et d'en favoriser le nettoyage afin d'en maintenir la capacité de filtration. Le lavage à contre-courant doit être réalisé à intervalles réguliers. Celui-ci peut-être déclenché par une certaine valeur de perte de charge, par une minuterie automatique ou par la qualité des eaux traitées. La perte de charge choisie varie habituellement entre 1,50 et 2 m, tout dépendant du type de Biolite utilisé. La fréquence des lavages à contre-courant généralement signalée pour le procédé Biofor est de 24 heures pour l'élimination de la matière carbonée et de 48 heures pour la nitrification tertiaire (ONDEO Degrémont, communication technique, 2001). Le lavage à contre-courant dure 40 minutes environ.

La perte de milieu dans l'effluent traité est limitée par un piège. Une certaine quantité est cependant perdue pendant le lavage à contre-courant étant donné les vitesses d'écoulement élevées. On évalue cette perte à moins de 3 % par an (ONDEO Degrémont, communication technique, 2001). Cette attrition du milieu doit être surveillée afin de garantir l'intégrité à long terme des granules.

Pour atteindre et maintenir la valeur exigée pour l'élimination de l'ammoniac, il faut tenir compte des charges de matières solides recyclées et retournées en amont du traitement primaire au moment de la détermination des charges hydrauliques et organiques du procédé Biofor.

A.2.3.2 Procédé Biostyr

Description du procédé

Milieu

Le milieu utilisé pour le procédé Biostyr est constitué de billes flottantes de polystyrène expansé désignées sous le nom de biostyrène. La taille moyenne de ces billes est de 3 à 6 mm et la masse volumique du biostyrène signalée est de 0,04 g/cm³ (John Meunier Inc., communication technique, 2001). La taille des billes utilisées est fonction de la qualité de l'effluent exigée des

points de vue de la teneur en azote ammoniacal total, de la teneur en matières solides en suspension dans l'effluent, du taux de charge hydraulique (m^3/m^2 par heure) et du facteur hydraulique de pointe. Il a été signalé que l'essai de billes de biostyrène des diamètres les plus élevés de la gamme dans des conditions de charges de NTK et de DCO supérieures aux paramètres de conception avait permis de réduire la fréquence des lavages à contre-courant. La surface spécifique signalée des billes de biostyrène d'un diamètre nominal de 3,6 mm est de 1 200 m^2/m^3 (Heist *et al.*, 1999), ce qui représente une importante surface pour la croissance d'un film biologique fixe. L'épaisseur moyenne du lit Biostyr varie de 2,5 à 4,0 m, tout dépendant du type et du niveau de traitement souhaités et de la biomasse nécessaire (John Meunier Inc., communication technique, 2001).

Nitrification tertiaire (Systèmes à deux étapes)

La nitrification tertiaire en systèmes à deux étapes porte sur un effluent secondaire à faible DBO_5 et à forte teneur en azote ammoniacal total. Cet effluent secondaire peut provenir d'un réacteur Biostyr ou de tout autre traitement biologique. Si la DBO_5 de l'influent du Biostyr est appréciable, il y a tout d'abord oxydation dans la biomasse du filtre, la nitrification se produisant plus avant à l'intérieur du lit filtrant, où la DBO est beaucoup moins élevée. L'efficacité de la nitrification tertiaire dépend du rapport DBOc/NTK, de la disponibilité de l'oxygène, de la concentration de l'azote ammoniacal total, de la température, du pH et de l'alcalinité.

Des essais de nitrification portant sur l'effluent secondaire de la station d'épuration d'Achères, près de Paris, (Vedry *et al.*, 1994) ont montré que le procédé Biostyr permettait d'éliminer 1,67 kg d'azote (ammoniacal)/m^3 par jour à une charge dans l'influent de 1,87 kg d'azote (ammoniacal)/m^3 par jour, soit une élimination de 89 % (WEF, 2000b). D'autres études ainsi qu'un suivi (Payraudeau *et al.*, 1999) ont montré que la nitrification était réduite aux températures inférieures à 14 °C et aux charges supérieures à 1,5 kg NTK/m^3 par jour. Le taux de charge en azote ammoniacal et de NTK est déterminé en fonction du volume du milieu.

Une étude à l'échelle pilote réalisée à Syracuse, dans l'Etat de New York, (Heist *et al.*, 1999) a montré qu'à une température des eaux usées de 13–14 °C une charge moyenne d'azote (ammoniacal) de 1,2 kg/m^3 par jour à un écoulement hydraulique de 10 m/h permettait d'obtenir un échantillon composite quotidien d'eaux traitées contenant moins de 1 mg d'azote (ammoniacal)/L. L'étude pilote a été réalisée à l'aide de billes de biostyrène de la taille supérieure de la gamme. Le taux de charge hydraulique était déterminé en fonction de la surface du filtre.

Des essais réalisés à l'échelle pilote ainsi qu'à grande échelle à la station d'épuration d'eaux usées de Davyhulme à Manchester, au R.-U., (Wicquart *et al.*, 1999) ont montré que le processus Biostyr permettait d'obtenir des concentrations dans l'effluent de moins de 1 mg d'azote (ammoniacal)/L à une charge moyenne de 0,42 kg d'azote (ammoniacal)/m^3 par jour à un écoulement hydraulique optimal de 8 m/h au débit nominal. Une charge de pointe de 0,94 kg d'azote (ammoniacal)/m^3 par jour donnait lieu à une augmentation de l'azote (ammoniacal) dans l'effluent dont la concentration demeurait cependant inférieure à 5 mg/L. La plus faible température enregistrée a été de 7 °C. Le milieu du procédé Biostyr était composé de billes de biostyrène de 3,5 mm.

Le taux de charge volumétrique (kg/m^3 par jour) sert à déterminer le volume de milieu nécessaire et le taux de charge hydraulique (m^3/m^2 par heure)

permet de déterminer la surface du filtre et la hauteur du milieu.

Particularités du procédé

Les paramètres du procédé Biostyr particulièrement importants pour l'obtention, de façon constante, d'une faible concentration d'azote ammoniacal total dans l'effluent sont semblables à ceux des réacteurs aérobies à lit fixe immergé en ce qui a trait à l'alcalinité, au pH, à la température et aux charges recyclées.

Il est nécessaire d'effectuer un dégrillage moyen des eaux usées brutes afin d'éviter l'apparition rapide d'une perte de charge dans le filtre et la nécessité de procéder à de fréquents lavages à contre-courant. Il est donc suggéré de procéder à un dégrillage mécanique moyen (10 mm) pour retirer une partie des matières solides des eaux usées avant leur entrée dans le Biostyr.

Un lavage à contre-courant doit être effectué pour éliminer l'excès de biomasse formée à la surface du milieu et retirer les matières en suspension retenues dans le milieu par filtration. Les lavages à contre-courant sont réalisés à intervalles réguliers et leur fréquence est régie par une valeur prédéterminée de perte de charge, par une minuterie automatique ou par la qualité de l'eau traitée. La fréquence normale des lavages à contre-courant signalée pour le Biostyr est de 24 heures (John Meunier Inc., communication technique, 2001). La durée d'un lavage est de 20 minutes environ.

On a signalé l'absence de perte de milieu au cours de l'une ou l'autre des étapes de traitement. Il faudrait cependant s'assurer qu'il n'y ait pas de perte pendant le lavage à contre-courant, étant donné les vitesses d'écoulement importantes, et prendre les mesures nécessaires au besoin. Il faut porter attention à l'attrition du milieu afin d'assurer l'intégrité à long terme des granules.

Avantages/limites

Les réacteurs aérobies à lit fixe immergé (FBA) permettent d'obtenir une nitrification tertiaire et de produire un effluent dont la concentration d'azote ammoniacal total est inférieure à 5 mg/L. Dans le cas des procédés à une seule étape où l'élimination du carbone et la nitrification sont combinées, l'efficacité de cette dernière peut être inférieure à celle d'une nitrification tertiaire. Il faudrait donc en tenir compte, tout dépendant de la concentration recherchée en azote ammoniacal total de l'effluent, et des essais à l'échelle pilote devraient être réalisés. Les principaux avantages des réacteurs aérobies à lit fixe immergé sont :

- Le traitement biologique et la filtration des matières en suspension sont obtenus de façon simultanée.
- Les taux de charge volumétriques de matières organiques sont plus élevés qu'avec les tours biologiques classiques.
- Il n'est pas nécessaire de procéder à une clarification secondaire.
- Le caractère modulaire et compact du procédé autorise une mise à niveau facile de la capacité d'une installation existante.
- Les besoins relatifs au site et l'espace occupé par les réacteurs sont faibles.
- Les biofiltres modulaires (FBA) installés en série peuvent être configurés en installation parallèle pour le traitement d'importants volumes hydrauliques et ainsi permettre le traitement et la filtration de la charge hydraulique totale.

En ce qui a trait aux limites, les points ci-après peuvent être soulignés :

- La croissance excessive du biofilm sur le milieu et les matières en suspension retenues doivent être éliminées de façon périodique. La biomasse en excès et les matières emprisonnées sont détachées par des cycles de lavage à

contre-courant. Il est nécessaire de contrôler de près la fréquence de ces cycles afin de déceler toute surcharge des filtres ou carence du lavage.

- Il peut y avoir perte de milieu par entraînement avec l'effluent ou l'eau du lavage à contre-courant et les besoins de remplacement doivent être évalués.
- Les possibilités d'attrition du milieu doivent être contrôlées afin d'assurer l'intégrité à long terme des granules.
- Il peut s'avérer nécessaire de faire recirculer l'effluent traité afin de maintenir une vitesse de filtration minimum ou constante dans le milieu.

A.2.4 Réacteurs aérobies à lit mobile immergé

A.2.4.1 Réacteurs à lit fluidisé

Description du procédé

Milieu

Le milieu utilisé comme substrat du biofilm est de l'argile sableuse à granulométrie moyenne de 0,3 mm. Ce milieu présente une masse volumique de 1,55 g/cm^3 et une surface spécifique de 9 000 m^2/m^3 (John Meunier Inc., communication technique, 2001).

Nitrification tertiaire (Systèmes à deux étapes)

Le processus de nitrification tertiaire et les charges appliquées sont fonction des caractéristiques de l'influent et de paramètres physiques. La charge volumétrique d'azote ammoniacal que l'on signale avoir appliqué au réacteur à 10 °C est de 0,62 kg/m^3 par jour (John Meunier Inc., communication technique, 2001). Le taux de charge volumétrique est fondé sur le volume du réacteur.

Particularités du procédé

Les paramètres particuliers au procédé comprennent notamment la température, le pH et l'alcalinité. Les charges de recyclage découlant du traitement des matières solides doivent être prises en compte pour le calcul des charges appliquées au processus de nitrification en lit fluidisé afin d'obtenir et de maintenir le taux d'élimination d'ammoniac requis.

La perte de milieu dans l'effluent est estimée à 15–20 g/m^3 d'eaux traitées (John Meunier Inc., communication technique, 2001). Comme pour les réacteurs à lit fixe, l'attrition du milieu devrait être contrôlée de façon à assurer l'intégrité à long terme des particules.

Les caractéristiques d'expansion du lit de milieu devraient être déterminées afin de s'assurer que la surface spécifique puisse être utilisée pour la croissance du biofilm. Le procédé par lit fluidisé Biolift comporte des siphons à divers niveaux qui permettent l'installation de capteurs de pression. La perte de charge mesurée à chaque niveau est fonction de la concentration du sable.

Avantages/limites

Les réacteurs à lit fluidisé étaient traditionnellement utilisés dans des installations d'épuration d'eaux usées industrielles, leur application aux stations d'épuration municipales étant limitée (p. ex., procédé Biolift). Ces réacteurs permettent d'obtenir simultanément l'élimination de la DBO$_5$ et la nitrification, en plus d'une nitrification tertiaire. Les milieux utilisés présentent une importante surface spécifique qui autorise des taux de charge en azote ammoniacal total supérieurs à ceux des technologies à biomasse fixe traditionnelles.

Les limites suivantes ont été soulignées :

- L'exploitation des réacteurs à lit fluidisé a été affectée par des problèmes liés au contrôle de l'expansion du lit et à l'épaisseur du biofilm, à la répartition de l'influent et à la saturation en oxygène.

- Les caractéristiques de l'expansion du milieu devraient être contrôlées de près pour garantir l'existence d'une surface de milieu appropriée à la croissance du biofilm.
- Le biofilm en excès est retiré à l'aide d'un système distinct de nettoyage du sable ou d'un dispositif de recirculation interne du réacteur, comme un dispositif par circulation d'air de type air-lift (p. ex., réacteur Biolift) afin d'obtenir la turbulence nécessaire au détachement de la biomasse en excès.
- Il peut y avoir perte de milieu avec l'effluent traité et son remplacement doit être évalué.
- La possibilité d'attrition du milieu devrait être vérifiée afin d'en assurer l'intégrité à long terme.
- Les besoins en F et E sont plus élevés que ceux des technologies classiques à biomasse fixe.
- Des problèmes opérationnels devront être réglés et des correctifs apportés pour les installations à lit fluidisé actuelles ou futures des stations d'épuration des eaux usées municipales.

A.2.4.2 Réacteur à biofilm sur lit circulant

Description du procédé

Milieu

Le milieu du RBLC Kaldnes est formé de petits cylindres de polyéthylène haute densité extrudé présentant un croisillon à l'intérieur et des ailettes longitudinales à l'extérieur. Sa masse volumique est de 0,95 g/cm^3 (Kaldnes, communication technique). Deux types de milieu, le K1 et le K2, sont actuellement utilisés pour des applications en stations d'épuration des eaux usées municipales. L'élément de milieu K1 a un diamètre de 10 mm, une hauteur de 7 mm et une surface spécifique de 500 m^2/m^3 (Kaldnes, communication technique). L'élément K2 a un diamètre de 15 mm, une hauteur de 15 mm, un diamètre interne de 5 mm, une série de cloisons de séparation se trouvant entre les tubes intérieur et extérieur. La surface spécifique de l'élément K2 est de 350 m^2/m^3 (WERF, 2000).

Ces deux types de milieu sont conçus pour des applications différentes. Le type K1 est utilisé dans la majorité des applications de traitement des eaux usées municipales et dans toutes les applications industrielles. Le type K2 est utilisé dans les applications municipales où le traitement primaire se limite à un dégrillage grossier sans clarification primaire. Le pourcentage de remplissage en milieu du réacteur est fonction des charges volumétriques et hydrauliques, du traitement requis et des caractéristiques de l'influent, notamment la température et le transfert d'oxygène. La capacité de remplissage maximum est de 70 % environ v/v (WERF, 2000).

Élimination de la DBO$_5$ et nitrification combinées (Étape unique)

La circulation des eaux usées de l'influent en aval du RBLC donne lieu à la croissance d'un biofilm qui est fonction du substrat (nourriture) disponible. Par conséquent, la biomasse du premier réacteur est surtout composée d'organismes hétérotrophes qui réduisent la DBOc$_5$. À mesure que la DBOc$_5$ est réduite, la biomasse fixe du deuxième ou des autres réacteurs suivants présente un plus fort pourcentage d'organismes nitrifiants. La réduction de la charge en DBO$_5$ de l'influent et du rapport DBOc$_5$/NTK donne lieu à une réduction des organismes hétérotrophes et de l'oxygène est disponible pour les organismes nitrifiants pour la nitrification.

Comme pour les autres systèmes à biomasse fixe, la nitrification du procédé RBLC est fonction des charges en matières organiques et en azote ammoniacal total, du rapport DBOc$_5$/NTK, de l'importance de la DBO$_5$ totale et soluble de l'influent, de la disponibilité de l'oxygène, de la

concentration d'azote ammoniacal total et de la température. On signale que le taux de nitrification est fonction de l'oxygène dissous et de la température. Il dépend aussi des taux de charge hydraulique et de ceux en matières organiques et en azote ammoniacal total.

Dans le cas d'une application à étape unique, la surface totale de milieu nécessaire pour effectuer un traitement complet correspond à la somme de la surface du milieu servant à la dégradation de la charge organique et de celle nécessaire à la nitrification.

Le taux de charge en surface du biofilm du premier réacteur nécessaire à l'élimination de la DBO_5 afin de favoriser la nitrification dans les réacteurs suivants, est de 5,2 g DBO_5/m^2 par jour à une température de 15 °C (WERF, 2000). Cette charge de surface suppose une concentration d'OD supérieure à 3 mg/L. Le taux de charge en surface est fondé sur la surface du milieu.

Les taux de charge en surface d'azote (ammoniacal) signalés pour la nitrification sont de 1,0 g/m² par jour à une concentration d'azote (ammoniacal) supérieure à 3 mg/L et de 0,45 g/m² par jour à une concentration inférieure (WERF, 2000). Ces taux de charge en surface supposent une concentration d'OD supérieure à 5 mg/L et une température de 15 °C. La DCO biodégradable doit être supposée inférieure à 20 mg/L. D'autres études ont signalé des taux de charge en surface de 1 g d'azote (ammoniacal)/m² par jour à 10–13 °C pour un système RBLC de banc d'essai et de 0,95 g d'azote (ammoniacal)/m² par jour à 13 °C à l'installation RBLC de Lillehammer, en Norvège (WERF, 2000).

Les volumes de milieu et de réacteurs nécessaires sont calculés à partir de la surface spécifique (m^2/m^3) du milieu utilisé et du pourcentage de remplissage des réacteurs par le milieu. Les rapports de sensibilité à la température peuvent servir à corriger les taux de charge en surface.

Nitrification tertiaire (Procédé à deux étapes)

La nitrification par étape RBLC distincte présente les mêmes caractéristiques que celle du procédé de nitrification à étape unique. La DCO soluble de l'influent doit être maintenue en deçà de 20 mg/L.

Particularités du procédé

Les paramètres du procédé dont il faut tenir compte sont la température, le pH, le pouvoir tampon par alcalinité et les charges de recyclage résultant du traitement des matières solides.

Les grilles ou tamis de rétention du milieu doivent présenter des ouvertures de 5 mm pour le milieu K1 et de 12 mm pour le milieu K2. Une conduite d'aération devrait être installée sous le tamis afin d'assurer la circulation continue du milieu à proximité. Cela permet d'éviter le colmatage du tamis par le milieu tout en le dégageant.

Dans le cas des réacteurs multiples en série où il y a nitrification dans les derniers réacteurs, le dernier peut être exposé de façon intermittente à de fortes concentrations d'azote ammoniacal total. Le maintien de la nitrification dans le dernier réacteur peut être obtenu en alternant l'utilisation des deux derniers réacteurs à chaque semaine. Cela favorise la croissance d'un meilleur biofilm nitrifiant.

Avantages/limites

Des RBLC ont été utilisés dans des stations d'épuration municipales, surtout dans le nord de l'Europe. Ils permettent d'obtenir à la fois l'élimination de la DBO_5 et la nitrification auxquelles s'ajoute la nitrification tertiaire. Ce procédé présente les avantages suivants :

- Il permet d'obtenir un effluent dont la concentration d'azote ammoniacal total est inférieure à 5 mg/L.
- Des bassins déjà en place ou non utilisés peuvent être convertis en mode RBLC.
- La superficie nécessaire au RBLC est inférieure à celle du traitement par boues activées.
- Le milieu du RBLC peut être ajouté dans des bassins de traitement par boues activées afin d'accroître la teneur en biomasse, les taux d'oxydation de la matière organique et la capacité de nitrification.

Les limites suivantes ont été soulignées :

- L'excès de biofilm sur le milieu est détaché par la turbulence créée par les diffuseurs à grosses bulles servant au mélange. Cette turbulence devrait être contrôlée de près afin d'éviter l'accumulation de trop de biomasse sur le milieu.
- Des dispositifs de tamisage doivent être installés à l'entrée de chaque cellule RBLC afin de retenir le milieu qui se déplace librement.
- Le colmatage des tamis peut être réduit en installant une conduite d'air en dessous des dispositifs de tamisage. L'écoulement de l'air assure la circulation du milieu à proximité des tamis tout en les nettoyant.
- L'exposition intermittente de la dernière cellule RBLC à de fortes concentrations d'azote (ammoniacal) peut exiger d'alterner l'alimentation des dernières cellules afin de favoriser la croissance d'un biofilm de nitrification acceptable dans la dernière cellule et de maintenir le rendement de la nitrification.

A.2.5 Filtre à sable à recirculation

A.2.5.1 Description du procédé

Nitrification tertiaire (Deux étapes)

La technologie de la filtration par recirculation sur sable constitue une amélioration relativement peu coûteuse de la nitrification tertiaire des effluents traités en étang. Comme pour les autres systèmes à biomasse fixe, le processus de nitrification est dépendant de la diffusion des matières nutritives dans la couche du biofilm recouvrant le milieu, du rapport DBO_c/NTK, de la DBO_5 totale et soluble de l'influent, de la disponibilité de l'oxygène, de la concentration d'azote ammoniacal total, de la température, du pH et de l'alcalinité. Dans le cas du traitement tertiaire d'effluents en étang, la DBO_5 et la concentration de matières solides dans l'effluent doivent normalement être inférieures à 20 mg/L. Les variations de température en régions froides peuvent être source de problèmes, car les basses températures réduisent les taux de nitrification.

Il a été montré que les filtres à sable à recirculation permettaient d'obtenir une efficacité de nitrification de plus de 80 % de la charge d'azote ammoniacal total en conditions aérobies à l'intérieur du lit filtrant (ministère de l'Environnement du Québec, 1992).

Les filtres à sable à recirculation sont normalement exploités à des charges hydrauliques variant de 0,12 à 0,20 m^3/m^2 par jour (à l'exclusion de la recirculation), à des rapports de recirculation de l'effluent de 3:1 à 5:1 et à une fréquence d'application d'eaux usées de une par 30 minutes (Metcalf & Eddy, 1991; ministère de l'Environnement du Québec, 1992, 2001). Le taux de recirculation peut varier en fonction du niveau de traitement exigé et des caractéristiques de l'influent.

Une étude pilote réalisée à Jaffrey, au New Hampshire, (Rushbrook et Urban, 1998) a montré que la nitrification tertiaire de l'effluent d'un étang aéré, en conditions hivernales, permettait de réduire l'azote ammoniacal total d'une valeur pouvant atteindre 85 % et d'obtenir des concentrations dans l'effluent variant entre 0,1

et 4,4 mg/L. Le filtre était exploité à un taux de charge hydraulique de 0,08–0,11 m^3/m^2 par jour, à un rapport de recirculation de 3:1 et à une température de l'effluent de l'étang aussi faible que 3 °C. Le filtre à sable à recirculation a été exploité pendant l'hiver, de novembre à avril.

Une application à grande échelle pour le traitement de l'effluent d'un étang aéré à écoulement faible et continu a été réalisée à Stetsonville, au Wisconsin (Olson et Danen, 2001). Le traitement tertiaire par le filtre à sable à recirculation est effectué depuis septembre 2000 et l'a été pendant tout l'hiver en 2000–2001. Les résultats obtenus montrent que la concentration d'azote ammoniacal total était de 1 mg/L, soit une efficacité d'élimination de 90 %, pendant l'hiver. La température de l'effluent a oscillé entre 5 et 6 °C au cours d'une période de deux mois.

A.2.5.2 Particularités du procédé

Les paramètres nécessaires au maintien d'une faible concentration d'azote ammoniacal total sont semblables aux autres facteurs de température, de pH et d'alcalinité déterminés pour d'autres technologies.

Il ne faut pas surcharger les filtres à sable à recirculation afin d'éviter la saturation de la couche de surface de la biomasse fixée au milieu granulaire du filtre, car cela peut donner lieu au passage direct de l'azote ammoniacal total à travers le filtre avant la fin de la nitrification. Le dispositif de distribution sous pression devrait permettre une répartition uniforme des eaux usées sur l'ensemble de la surface du lit. S'il y a saturation de la surface du lit par accumulation de matières solides, la mise au repos de la cellule peut permettre la régénération de la surface du milieu, sinon la couche saturée peut être retirée manuellement.

Le point de sortie de l'effluent traité recirculé dans le bassin de recirculation-dilution devrait être situé à proximité de l'entrée de l'effluent secondaire afin de favoriser l'oxygénation des eaux usées épandues sur le lit filtrant.

Les points ci-après permettant de favoriser la nitrification devraient être pris en compte pour l'application du filtre à sable à recirculation en conditions climatiques froides :

- la présence d'un couvercle isolé au-dessus du filtre afin de réduire les pertes de chaleur dans l'air ambiant;
- l'isolation du bassin de recirculation-dilution afin de réduire les pertes de chaleur dans le sol;
- le drainage des eaux de surface de la zone de traitement afin de réduire les possibilités de gel de la surface du filtre et d'éviter l'apparition de conditions anoxiques ou anaérobies;
- la diminution du rapport de recirculation de l'effluent traité au cours des périodes de basses températures afin de contrer la baisse de température des eaux usées déversées sur le filtre;
- la vidange complète ou partielle du système de distribution sous pression entre les cycles d'introduction des eaux usées, afin d'éviter le gel;
- l'installation de points de sortie variables de l'effluent de l'étang afin de maintenir une charge du filtre suffisante en ammoniac car l'efficacité de l'étang varie en fonction de la saison, de la température, du TRH et de sa couverture de glace;
- selon une étude pilote réalisée sur le terrain (Rushbrook et Urban, 1998), le filtre à sable à recirculation pourrait permettre d'obtenir par temps froid et à l'année longue un effluent de la qualité requise en ce qui a trait à l'élimination de l'ammoniac.

A.2.5.3 Avantages/limites

Le filtre à sable à recirculation présente l'avantage d'obtenir une nitrification tertiaire de l'effluent en étang de débit faible et continu (à l'année longue) tout en fournissant une concentration d'azote ammoniacal total inférieure à 5 mg/L. La recirculation de l'effluent traité favorise l'oxygénation des eaux usées avant leur introduction dans le lit filtrant. La filtration sur sable par recirculation constitue une option relativement peu coûteuse pour la nitrification tertiaire de l'effluent d'eaux usées traitées en étang lorsqu'il existe des terrains et que les coûts d'immobilisation sont élevés, même si les exigences de F et E du filtre à sable à recirculation sont supérieures à celles du filtre à sable intermittent ou du marais artificiel. Cette technologie offre d'autres avantages comparativement à celle du filtre à sable intermittent :

- la possibilité de modifier le rapport de recirculation de l'effluent traité en fonction de la charge hydraulique et des concentrations de contaminants qui varient selon la saison;
- la charge en azote ammoniacal total traverse le milieu du lit filtrant à plusieurs reprises, ce qui accroît l'efficacité de l'oxydation de l'ammoniac;
- la surface du filtre nécessaire est réduite à cause des taux de charge hydraulique plus élevés, et
- peu de possibilités d'odeurs et de colmatage car la charge est diluée.

Les limites du filtre à sable à recirculation découlent de la possibilité d'accumulation de matières solides et de saturation du milieu granulaire qui doit être isolé pour être régénéré ou retiré manuellement.

A.2.6 Filtre à sable intermittent

A.2.6.1 Description du procédé : Nitrification tertiaire (deux étapes)

Comme pour les autres systèmes à biomasse fixe, la nitrification du filtre à sable intermittent est dépendante de la diffusion des matières nutritives dans la couche de biofilm recouvrant le milieu, du rapport DBO_c/NTK, de la DBO_5 totale et soluble de l'influent, de la disponibilité de l'oxygène, de la concentration d'azote ammoniacal total, de la température, du pH et de l'alcalinité. Dans le cas du traitement tertiaire d'un effluent en étang, la DBO_5 et la concentration en matières solides de l'effluent devraient être inférieures à 20 mg/L. Les variations de température par temps froid sont source de problèmes pour ce type de filtration, car il a été montré que la nitrification tertiaire pouvait être fortement affectée par les basses températures d'hiver (Université McMaster et WTI, 1996; Rushbrook et Urban, 1998).

Les filtres à sable intermittents sont normalement exploités à une charge hydraulique de 0,04 m^3/m^2 par jour et à une fréquence d'application par lit filtrant de 2 à 6 fois par jour, 4 fois par jour s'avérant la valeur optimale (Metcalf & Eddy, 1991; ministère de l'Environnement du Québec, 1992, 2001). Un bon équilibre entre le taux de charge hydraulique et la fréquence des applications permet d'optimiser la distribution des eaux usées sur la surface du lit filtrant et ainsi d'accroître l'efficacité du traitement.

Deux installations de traitement des eaux usées situées à New Hamburg et à Schomberg, en Ontario, ont fait appel à la filtration intermittente sur sable pour le polissage de l'effluent en étangs aérés et facultatifs, y compris pour l'élimination de l'azote ammoniacal total (MEO et Environnement Canada, 1993; Université McMaster et WTI, 1996). Les filtres ont été exploités du printemps à la fin de l'automne à

New Hamburg, mais seulement pendant le printemps et l'automne à Schomberg. Les eaux usées sont stockées dans des étangs pendant les autres périodes. Il n'y a donc pas d'exploitation à l'année longue des filtres à sable intermittents. Des prélèvements réalisés à New Hamburg au cours des premiers jours d'exploitation après la période de stockage d'hiver ont montré que la nitrification était immédiatement amorcée dans le filtre à une température des eaux usées de 4 °C. Une exploitation continue pendant l'hiver a été tentée à New Hamburg, mais a été un échec à cause du gel.

Les publications font état de l'exploitation de filtres à sable intermittents pendant l'hiver, mais il y a baisse de la qualité des effluents à cause de l'effet de la faible température sur le traitement biologique (Université McMaster et WTI, 1996). Une étude pilote réalisée sur le terrain à Jaffrey, au New Hampshire, (Rushbrook et Urban, 1998) a montré que la nitrification tertiaire en conditions hivernales de l'effluent en un étang aéré par filtre à sable intermittent permettait d'obtenir un effluent de bonne qualité, mais la limite de 5,6 mg/L pour l'azote ammoniacal total n'a pu être atteinte pendant cette période bien qu'elle l'ait été au cours d'essais de filtre à sable à recirculation réalisés dans des conditions équivalentes.

A.2.6.2 Particularités du procédé

Les paramètres nécessaires au maintien d'une faible concentration d'azote ammoniacal total dans l'effluent durant le rejet saisonnier en étang sont semblables aux autres facteurs de température, de pH et d'alcalinité déterminés pour d'autres technologies.

Il faut éviter la surcharge des filtres à sable intermittents afin de prévenir la saturation de la couche de surface de la biomasse fixe du filtre à gravier, ce qui peut donner lieu au passage de l'azote ammoniacal total qui est rejeté avant la fin de la nitrification. S'il y a saturation de la surface du filtre par accumulation de matières solides, une période de repos ou de fonctionnement réduit peut en permettre la régénération.

A.2.6.3 Avantages/limites

Les filtres à sable intermittents permettent d'obtenir une nitrification tertiaire, en deçà de 5 mg/L d'azote ammoniacal total, des effluents en étang à faible débit, mais seulement sur une base saisonnière. Les basses températures d'hiver réduisent fortement la nitrification dans ce type de filtres, qui ne peuvent donc être utilisés qu'en certaines saisons, ce qui exige de prévoir le stockage des eaux usées pendant l'hiver. Les filtres à sable intermittents constituent une solution peu coûteuse pour la nitrification tertiaire, mais saisonnière, d'effluents traités en étang si l'on se fonde sur les coûts d'immobilisation des terrains, et même si les coûts de F et E sont supérieurs à ceux des marais artificiels.

Quant aux autres limites, les filtres à sable intermittents exigent une plus grande superficie que les filtres à sable à recirculation, car les charges hydrauliques sont inférieures. Ils peuvent être affectés par l'accumulation de matières solides et la saturation du filtre à gravier, et il faut alors les isoler pour régénérer le milieu.

A.2.7 Marais artificiels

A.2.7.1 Description du procédé : Nitrification tertiaire (deuxième étape)

La nitrification dans les marais artificiels est dépendante du TRH, du rapport $DBOc_5/NTK$, de la DBO_5 totale et soluble de l'influent, de la disponibilité de l'oxygène, de la concentration d'azote ammoniacal total, de la température, du pH et de l'alcalinité. Dans le cas du traitement tertiaire de l'effluent en étang, la DBO_5 et la

concentration des matières solides de l'effluent devraient être inférieures à 20 mg/L.

Selon certaines études, une DBO$_5$ résiduelle de l'effluent en étang inférieure à 15 mg/L doit être obtenue pour favoriser la nitrification et éviter la concurrence pour l'oxygène des organismes hétérotrophes situés plus en aval dans le marais, à l'étape du traitement tertiaire. Un influent du marais présentant une DBO$_5$ plus élevée pourra retarder le processus de nitrification et il faudra un TRH plus long pour obtenir le même niveau d'élimination de l'azote ammoniacal total.

La charge en azote ammoniacal total de l'influent utilisée pour la conception d'un marais artificiel devrait reposer sur l'hypothèse que toute la charge du NTK est complètement convertie en azote ammoniacal total, cela afin d'assurer qu'un TRH suffisant soit prévu pour le marais. La fraction azote organique du NTK se trouve dans les matières en suspension et les cellules des algues qui pénètrent dans le marais. L'ammonisation de l'azote organique accroît la charge en azote ammoniacal total du marais et devrait être prise en compte au moment de la conception.

Une étude à l'échelle pilote réalisée à Listowel, en Ontario, a montré qu'un marais à écoulement en surface permettait d'abaisser la concentration d'azote ammoniacal total de l'effluent d'un étang facultatif à 4 mg d'azote/L (NovaTec Consultants Inc., 1996). Un système de traitement en marais artificiel à grande échelle pourrait permettre de nitrifier et de réduire la teneur en azote ammoniacal total de l'effluent d'un étang suffisamment pour obtenir une concentration finale de 5 mg/L.

Les variations de température survenant par temps froid posent problème, car la vitesse de nitrification décroît avec la température. Les basses températures peuvent donner lieu à la formation d'une couverture de glace sur les étangs à écoulement en surface, ce qui peut se traduire par une réduction du transfert de l'oxygène atmosphérique, le ralentissement et le court-circuitage de l'écoulement des eaux usées sous la glace et, pour terminer, l'échec de la nitrification. Dans le cas des marais à lit végétal immergé, il peut toujours y avoir de l'oxygène de disponible au niveau des racines et des rhizomes pendant l'hiver, car il y a transfert d'oxygène atmosphérique par les tiges des plantes aquatiques mortes. Une analyse thermique est utile pour s'assurer que le marais artificiel sera physiquement stable et qu'il y aura des réactions de nitrification au cours de l'hiver.

L'efficacité de l'élimination biologique de l'azote ammoniacal total et la superficie de marais nécessaire peuvent être approximées à l'aide d'équations itératives et de modèles présentés dans les publications. Si l'on fait exception des constantes et des types de modèles, la même procédure s'applique aux marais à écoulement en surface et à ceux à lit végétal immergé. La température de l'eau du marais au cours d'une période donnée est déterminée de façon approximative et la surface du marais nécessaire au traitement au cours du mois le plus froid de l'année est calculée à l'aide de modèles d'élimination de l'ammoniac appliqués à un TRH donné.

Des modèles de transfert de chaleur sont ensuite appliqués à la surface déjà déterminée afin de calculer la température théorique de l'eau du marais. La température ainsi obtenue est comparée avec la température de départ et les calculs sont répétés jusqu'à ce que les valeurs de température convergent pour une surface donnée. Dans le cas des marais à écoulement en surface, les modèles de transfert de chaleur sont utilisés pour estimer l'épaisseur de la couverture de glace au cours d'une période donnée, ce qui permet de

déterminer la profondeur utile de l'eau au cours de l'hiver.

Une fois calculée la surface de marais nécessaire, des modèles hydrauliques sont appliqués à l'évaluation de la configuration, en longueur et en largeur, compatible à un gradient hydraulique déterminé afin de maintenir l'écoulement souhaité dans le marais.

A.2.7.2 Particularités du procédé

Les particularités de traitement nécessaires au maintien d'un effluent à faible concentration d'azote ammoniacal total comprennent des facteurs comme la température, le pH et le pouvoir tampon alcalin. La détermination de la configuration d'un marais artificiel devrait tenir compte des points suivants :

- La surface totale du marais devrait être divisée en plusieurs cellules parallèles, car une seule grande cellule peut donner lieu au court-circuitage de l'écoulement des eaux usées et à des difficultés d'entretien.
- Il est recommandé d'utiliser au moins deux cellules parallèles pour les marais à lit végétal immergé et l'on signale que l'utilisation de trois cellules permet d'alterner fréquemment l'écoulement des eaux usées et ainsi de favoriser la croissance des racines des plantes aquatiques et la réaération atmosphérique du milieu.
- Les cellules parallèles peuvent être à leur tour divisées en sous-cellules disposées en série afin d'optimiser le régime hydraulique.
- Une pente légère en direction de l'écoulement facilite le drainage.
- Un réseau de distribution à l'entrée, pour l'obtention d'un écoulement et de charges uniformes, peut prendre la forme de déversoirs ou de conduites de distribution couvrant toute la largeur de la cellule. Ces conduites peuvent être situées au-dessus de la surface, avec protection thermique, ou être enfouies dans un substrat grossier au fond de la cellule.
- Le dispositif de sortie peut prendre la forme de déversoirs ou de conduites perforées situés au fond de la cellule et protégés par un substrat grossier.
- La structure de sortie devrait permettre de régler le niveau de l'eau et le drainage des cellules situées plus en amont.

Des végétaux aquatiques devraient être mis en place, à une densité appropriée, pour favoriser la maturation rapide du marais artificiel. Les plantes aquatiques peuvent être établies à partir de graines, ce qui est passablement long, ou par transplantation de rhizomes.

Le développement et la pénétration des racines des plantes aquatiques dans le substrat des marais à lit végétal immergé peuvent être favorisés par une baisse graduelle du niveau d'eau à l'automne et la rotation du remplissage des cellules parallèles afin de favoriser l'absorption des matières nutritives et la pénétration des racines dans la cellule en attente.

Il n'est généralement pas nécessaire de procéder à la récolte des plantes aquatiques, mais les végétaux morts des marais à écoulement en surface peuvent être retirés pour éviter le court-circuitage de l'écoulement.

Les points ci-après devraient être pris en compte au moment de l'application par temps froid de la technologie des marais artificiels :

- Les marais artificiels, à écoulement en surface ou à lit végétal immergé, dont la température de l'eau est inférieure à 1 °C pendant de longues périodes peuvent cesser de fonctionner. Dans ces conditions, il peut s'avérer nécessaire de stocker les eaux usées pendant l'hiver et de procéder à un traitement saisonnier.

- Le rehaussement, en automne et en hiver, du niveau de l'eau des marais à écoulement en surface peut permettre d'accroître le TRH, d'améliorer l'élimination biologique de l'ammoniac pendant les périodes froides, bien qu'à un taux biologique réduit, et d'assurer la protection contre le gel.
- Dans le cas des marais à écoulement en surface, leur importante superficie et leur TRH élevé connexe accroissent le risque de gel pendant les longues périodes froides de sorte que ces marais peuvent ne pas être utilisables tout au long de l'année car, dans de telles conditions, la formation d'une glace épaisse peut provoquer la défaillance physique du système.
- Il faut disposer de points pour le rejet variable de l'effluent de l'étang afin de fournir une charge suffisante en azote ammoniacal total au marais artificiel, l'efficacité de l'étang variant en fonction de la saison, de la température, du TRH et de la couverture de glace.

A.2.7.3 Avantages/limites

Les marais artificiels peuvent être perçus comme une amélioration permettant d'obtenir la nitrification tertiaire des effluents en étang de faible débit, sur une base continue ou saisonnière, tout dépendant du climat. Il s'agit d'une option peu coûteuse pour la nitrification tertiaire d'effluents traités en étang lorsque des terres sont disponibles et que les coûts d'immobilisation sont faibles. Les exigences de F & E sont généralement inférieures à celles des filtres à sable à recirculation ou intermittents.

Des collecteurs pour la répartition d'air comprimé peuvent être installés en dessous des structures de distribution de l'influent des marais et des zones de traitement afin d'accroître la disponibilité de l'oxygène, cela pour les deux types de marais.

Les marais à lit végétal immergé présentent l'avantage d'être source de peu d'odeurs et d'être moins favorables à la propagation des moustiques et peuvent donc être utilisés à proximité d'habitations. Ils permettent des taux d'élimination de l'ammoniac plus élevés que les marais à écoulement en surface et nécessitent donc une moins grande superficie.

Les limites des marais artificiels découlent de facteurs spécifiques au site, notamment le relief, la proximité de l'assise rocheuse, la perméabilité du sol, la profondeur saisonnière de la nappe phréatique et les possibilités d'inondation. Tout dépendant des températures hivernales, surtout lorsque ces dernières sont inférieures à 1 °C, il peut y avoir forte réduction ou échec du processus de nitrification tant pour les marais à écoulement en surface que pour ceux à lit végétal immergé. Il faut alors examiner la possibilité d'un traitement saisonnier et du stockage des eaux usées en étang. La stabilité biologique et physique des marais artificiels au cours de l'hiver peut être approximée en réalisant une analyse thermique.

Les marais à écoulement en surface présentent d'autres limites, à savoir :

- Leur taux d'élimination de l'ammoniac est inférieur à celui des marais à lit végétal immergé, ce qui exige un TRH et une superficie supérieurs comparativement à ces derniers.
- Le TRH et la superficie supérieurs augmentent les possibilités de gel.
- Les basses températures hivernales peuvent provoquer l'apparition d'une couverture de glace, la réduction de la profondeur d'eau fonctionnelle, la réduction du transfert de l'oxygène atmosphérique et le court-circuitage de l'écoulement des eaux usées.
- Il peut être nécessaire de rehausser le niveau de l'eau pendant l'hiver afin d'assurer le traitement

biologique et la protection contre les basses températures.

- Les marais à écoulement en surface peuvent s'avérer plus économiques à construire aux débits nominaux supérieurs à 400 m^3/j, si des terrains appropriés peuvent être obtenus à coûts raisonnables (NovaTec Consultants Inc., 1996).

Les marais à lit végétal immergé présentent d'autres limites, à savoir :

- Il faut donner la préférence aux plantes aquatiques dont les racines pénètrent plus profondément.
- La pénétration des racines devrait être favorisée en faisant alterner l'écoulement des eaux usées entre des cellules parallèles et en réduisant la surface de l'eau pendant l'automne.
- Étant donné le peu de capacité d'oxygénation des marais à lit végétal immergé, ceux-ci sont utilisés à de faibles charges organiques et seulement pour la nitrification, notamment des effluents en étang.
- Tout dépendant de la disponibilité du milieu, les deux types de marais peuvent, pendant l'hiver, s'avérer non rentables aux débits supérieurs à 200 m^3/j (NovaTec Consultants Inc., 1996).

A.3 Procédés de nitrification mixtes combinant biomasse fixe et en suspension

A.3.1 Procédés biologiques doubles

A.3.1.1 Particularités des procédés

Le traitement biologique double visant une élimination accrue de l'azote ammoniacal total peut servir à compléter le traitement par lit bactérien ou boues activées et ainsi accroître la capacité de nitrification de ces procédés. La gamme des options est étendue et permet d'adapter le procédé double à la qualité de l'effluent et à la capacité souhaitée pour une application donnée en fonction de la taille et des caractéristiques de l'installation existante (Daigger et Buttz, 1998). La première étape du procédé par biomasse fixe fait appel à des taux de charge relativement élevés pour l'élimination de la DBOc afin de faciliter la nitrification par biomasse en suspension au cours de la deuxième étape.

A.3.2 Procédés biologiques hybrides

A.3.2.1 Particularités des procédés

La quantité de milieu nécessaire et son emplacement dans la station d'épuration des eaux usées sont fonction de la composition des eaux usées de l'influent et des objectifs du traitement, de même que de la conception, de la configuration et des caractéristiques d'exploitation du procédé de traitement biologique déjà en place. La surface disponible pour la biomasse fixe sur les divers types de milieux, sur la base du volume total du réacteur, est de 65–150 m^2/m^3 pour la corde, de 75–250 m^2/m^3 pour l'éponge, de 150–350 m^2/m^3 pour les supports plastiques et de 35–100 m^2/m^3 pour le plastique fixe (WERF, 2000). Le niveau de remplissage obtenu avec certains éléments de milieu plastique peut atteindre 70 % (v/v) du volume à vide du bassin d'aération. Les taux de nitrification par biomasse fixe signalés sont de 0,4–1,0 g d'azote ammoniacal)/m^2 par jour pour les milieux se déplaçant librement et de 0,2–0,6 g/m par jour pour les milieux de type corde, cela à une température de traitement de 10–12 °C (WERF, 2000).

Le mode d'aération des bassins d'aération existants peut devoir être modifié en fonction de la demande en oxygène accrue de la respiration endogène de la biomasse dont la teneur est élevée, des besoins de nitrification et de la nécessité de maintenir une concentration d'OD d'au moins 3 mg/L pour le procédé à film fixe. En outre, et tout dépendant du type de milieu utilisé, il pourra s'avérer nécessaire d'installer des dispositifs

d'aération de types particuliers à certains endroits afin d'obtenir une aération et un mélange adéquats. Il est essentiel de maintenir un transfert de masse et des conditions aérobies efficaces dans la zone du milieu afin de réduire la résistance à la diffusion du biofilm.

L'utilisation d'un milieu libre suppose l'installation de grilles de rétention à l'entrée et à la sortie des zones de milieu. Ces grilles devraient être munies de lames d'air afin de réduire la possibilité d'encrassement et de colmatage. En outre, le milieu d'éponges exige d'installer des pompes immergées de type air-lift pour écraser les éponges et en retirer la biomasse en excès et les contaminants.

L'emplacement de la zone de milieu peut influer sur l'activité nitrifiante et les besoins correspondants en surface de milieu, notamment quand il s'agit d'améliorer un procédé de traitement en étang. Ainsi, un milieu situé à proximité de l'entrée de l'étang est favorisé par des températures d'eaux usées plus élevées tandis qu'un milieu situé plus en aval bénéficie de rapports DBOc/NTK des eaux usées plus favorables, mais peut être affecté par les températures hivernales plus basses.

Une autre façon d'améliorer une station d'épuration classique par boues activées consiste à placer le milieu dans les parties amont du bassin d'aération afin de favoriser la croissance d'un biofilm hétérotrophe et d'accroître la capacité d'élimination de la DBOc. Cela permet d'obtenir un rapport DBOc/NTK des eaux usées plus favorable dans la partie aval du procédé par boues activées et ainsi de faciliter la nitrification par la biomasse en suspension. Une telle configuration peut cependant donner lieu à des problèmes de croissance excessive de biofilm. Ce procédé est en voie d'application à grande échelle à la station d'épuration des eaux usées de Peterborough, en Ontario.

A.3.2.2 Avantages/limites

Un système hybride a pour avantages la facilité relative de son exploitation et le peu de temps nécessaire à sa modernisation. Ainsi, à l'exception des besoins d'aération et du nettoyage des grilles de rétention, le système IFAS n'exige pas de modifications opérationnelles appréciables comparativement à un système classique par boues activées. Les installations et les bassins existants peuvent être utilisés. Par comparaison, l'agrandissement d'une station classique qui comporte la construction de bassins d'aération supplémentaires et de clarificateurs secondaires suppose de consacrer plusieurs mois à la conception, à l'obtention des permis, aux appels d'offres, à la construction et à la mise en marche. L'étape de conception technique d'une amélioration par procédé hybride est beaucoup moins complexe et se limite à déterminer la quantité de milieu nécessaire et l'emplacement de ce dernier. Comme les exigences d'exploitation et de contrôle des procédés IFAS et des procédés classiques par boues activées sont pratiquement les mêmes, la conversion à un procédé hybride constitue une mesure d'amélioration relativement simple.

On compte, comme autres avantages d'un procédé hybride :

- L'amélioration de la nitrification à faibles coûts se résume à une option si on la compare à l'agrandissement d'un procédé classique.
- Le procédé hybride est plus stable que les procédés classiques aux boues activées à cause d'une moins grande sensibilité aux pertes de biomasse et d'activité nitrifiante.
- La combinaison de la biomasse fixe et de la biomasse en suspension acclimatée permet d'améliorer la souplesse et le régime du procédé

tout en réduisant la surface du milieu et les volumes nécessaires, comparativement au procédé RBLC décrit dans la section 5.1.4.

- Il est possible de réduire le temps de rétention théorique des boues de la liqueur mixte pour la nitrification, ce qui donne lieu à une diminution connexe du taux de charge en matières solides à l'étape de la clarification secondaire.
- Les éléments mobiles en plastique rigide du milieu sont très durables, présentent une importante surface spécifique, possèdent de bonnes caractéristiques de transfert de masse et, dans le cas de l'aération par grosses bulles, permettent d'accroître l'efficacité du transfert d'oxygène.
- Les cadres retenant le milieu de type corde sont relativement faciles à retirer du bassin d'aération lorsque cela s'avère nécessaire (entretien du bassin, etc.).
- Au besoin, un procédé IFAS peut facilement être amélioré en procédé d'élimination biologique des matières nutritives.

On compte, comme limites possibles des procédés hybrides et des milieux :

- Le volume des bassins d'aération existants peut être insuffisant pour accommoder la surface et le volume de milieu nécessaires (p. ex., procédés aux boues activées à débit élevé, teneur de l'influent élevée en NTK ou faible taux spécifique de nitrification).
- Les systèmes à milieu de type corde peuvent présenter des zones anaérobies et il peut y avoir croissance de prédateurs du milieu si la conception et l'exploitation ne sont pas adéquates.
- Les milieux de type éponge peuvent s'user et se détériorer et doivent être périodiquement remplacés.
- Les éléments de milieu en plastique libres peuvent parfois s'agglutiner à la sortie du bassin d'aération, particulièrement aux valeurs de remplissage moyennement élevées.
- L'utilisation de charbon actif en poudre à titre de substrat est coûteuse et exige un système de régénération du milieu complexe et des ajouts continus pour compenser les pertes.
- Il peut s'avérer nécessaire de modifier le système d'aération ou d'en installer un nouveau.
- Il n'existe qu'un nombre restreint d'applications à grande échelle de systèmes de traitement hybride.

A.4 Autres procédés biologiques d'élimination de l'ammoniac

A.4.1 Étangs facultatifs

A.4.1.1 Particularités du procédé

Les systèmes classiques à étang permettent d'obtenir un traitement secondaire à un coût considérablement inférieur à ceux des procédés de traitement mécanique des eaux usées. Cela est particulièrement vrai pour les petites collectivités où des terrains peuvent être obtenus à faibles coûts à proximité de la zone desservie. Les systèmes classiques à étang permettent aussi de retenir les eaux usées pour en effectuer un rejet annuel. Cela est important par temps froid, où une capacité de stockage suffisante doit être obtenue pour limiter à une seule période annuelle le rejet d'effluents traités, à l'automne, tout en obtenant des concentrations d'azote ammoniacal <5 mg/L (Environnement Alberta, 1987). Environnement Alberta recommande une profondeur maximum de 2,5 m et une période de stockage minimum d'une année pour les étangs (NovaTec Consultants Inc., 1996).

On ne devrait pas s'attendre à ce que la qualité de l'effluent des étangs facultatifs obtenue en hiver et

au printemps soit conforme à une concentration de <5 mg/L pour l'azote ammoniacal total. Les concentrations d'azote ammoniacal total des rejets se situent normalement entre 6 et 20 mg/L (Environnement Alberta, 1987; MEO et Environnement Canada, 1993). Ces valeurs de rejet élevées s'expliquent par le faible potentiel de traitement pendant l'hiver, la couverture de neige et de glace, l'inversion des eaux qui se produit au printemps et la libération de sous-produits de la décomposition anaérobie, comme l'ammonium, à partir de la zone benthique (dépôts de boues) au moment du réchauffement. Les réactions chimiques complexes de la décomposition des boues dans la zone benthique peuvent réduire la capacité de gérer le rendement du procédé de traitement et la qualité de l'effluent, comparativement aux procédés en étangs aérés à mélange homogène.

Les technologies du post-traitement des effluents en étang permettant d'obtenir une nitrification à l'année longue par temps froid sont présentées de façon détaillée dans la section 6.3.1. Des renseignements supplémentaires sur la conception et l'exploitation, les essais à grande échelle et les caractéristiques de rendement des procédés en étangs facultatifs classiques sont présentés dans US EPA (1983, 1992), Environnement Alberta (1987), Metcalf & Eddy (1991) et NovaTec Consultants Inc. (1996).

A.4.1.2 Avantages/limites

Le principal avantage de l'étang facultatif classique réside dans la simplicité des activités de F & E et les coûts relativement faibles d'immobilisation et de F & E par comparaison aux procédés mécaniques de traitement secondaire. Les exigences et les coûts de l'élimination des boues sont relativement faibles. Par ailleurs, les besoins en terrains sont élevés, surtout s'il y a stockage des effluents à long terme en vue d'un rejet annuel à l'automne.

Les systèmes classiques en étang voient leur capacité de traitement réduite de façon appréciable, notamment l'élimination de l'ammoniac, en hiver en régions froides, comme au Canada, et ne peuvent atteindre de façon constante les capacités de traitement secondaire des procédés mécaniques (Environnement Canada, 1987) à moins de disposer d'une capacité de stockage des effluents à long terme ou d'ajouter une autre étape de traitement. Cette dernière solution permettrait d'effectuer des rejets en continu, mais augmenterait de façon appréciable la complexité et le coût du système.

A.5 Procédés physico-chimiques d'élimination de l'ammoniac

L'élimination physico-chimique de l'azote ammoniacal total peut se faire par la conversion de l'ammoniac en azote gazeux, l'extraction à l'air de l'ammoniac non ionisé, l'échange ionique ou la séparation par membrane en appliquant les technologies suivantes :

- chloration au point critique;
- extraction à l'air;
- échange ionique, et
- séparation par membrane (p. ex., osmose inverse).

A.5.1 Chloration au point critique

A.5.1.1 Particularités du procédé

Si l'on fait exception du polissage des effluents, la chloration au point critique est un procédé relativement difficile à régir et ne constitue pas une solution pratique (WEF et ASCE, 1992). Une quantité suffisante de produits chimiques doit être ajoutée pour obtenir une élimination virtuellement complète de l'azote ammoniacal total. Il a été recommandé que ce procédé ne soit envisagé que pour le polissage occasionnel d'effluents ayant fait l'objet d'un traitement biologique et, au besoin, pour se conformer à

des limites de rejet d'azote ammoniacal total sévères (US EPA, 1993) ou comme procédé de secours d'urgence (WEF, 1998). Ce procédé pourrait aussi être utilisé pour le polissage des effluents traités en étangs aérés à écoulement continu durant les saisons froides, lorsque l'efficacité d'élimination de l'ammoniac des procédés biologiques diminue. La station de traitement en étang, située à Niagara-on-the-Lake (Ontario), est l'une de ces stations qui utilisent le procédé de chloration au point critique durant de courtes périodes, en hiver.

Étant donné la forte réactivité du chlore, il peut y avoir formation de sous-produits indésirables, notamment des produits organiques chlorés, surtout des trihalométhanes comme le chloroforme. Les composés organiques chlorés sont considérés comme des carcinogènes potentiels.

A.5.1.2 Avantages/limites

La chloration au point critique présente les avantages suivants :

- coûts d'immobilisation relativement faibles, et
- au contraire des procédés biologiques, ce procédé peut être mis hors service pendant de longues périodes et, au besoin, être redémarré rapidement.

Elle comporte les limites suivantes :

- difficile à contrôler;
- baisse de l'alcalinité pendant la chloration et la déchloration;
- nécessité éventuelle de rétablir l'alcalinité pour maintenir un pH satisfaisant à l'obtention d'un taux de chloration raisonnable;
- production de sous-produits sous forme de composés organiques chlorés indésirables, et
- problèmes de santé et de sécurité connexes au stockage et à l'utilisation du chlore gazeux.

A.5.2 Échange d'ions

A.5.2.1 Particularités du procédé

Le procédé par échange d'ions sélectifs pour l'élimination de l'ammoniac des eaux usées est relativement coûteux et convient mieux aux applications en périodes prolongées de gel et pour lesquelles il faut constamment maintenir un degré d'élimination très élevé (US EPA, 1971). L'application de l'échange d'ions au traitement des eaux usées exige obligatoirement un prétraitement par filtration pour l'élimination des matières solides totales en suspension afin d'éviter le colmatage de la résine. Les eaux usées filtrées sont ensuite amenées sur la colonne ou le lit de résine. La concentration d'azote ammoniacal de l'effluent de la résine augmente graduellement pour passer de 0,5 à 1,0 mg/L à mesure que les sites d'échange ionique sont saturés. Cette concentration augmente progressivement jusqu'à atteindre 5,0 mg/L, valeur à laquelle on procède à la régénération de la résine en fonction des limites de concentration dans l'effluent exigées. Les volumes d'eaux usées pouvant être passés dans la résine jusqu'à l'obtention d'une concentration d'azote ammoniacal de 1,0 mg/L et de 5,0 mg/L sont, respectivement, de 130 et de 170 volumes de colonne ou de lit (US EPA, 1993).

La régénération de la résine est normalement obtenue par passage d'une solution salée à pH élevé au travers de la colonne ou du lit. Les volumes de régénération varient de 10 à 20 volumes de colonne ou de lit. La régénération se termine par un rinçage visant à réduire le pH et la concentration d'ammoniac dans l'effluent de départ du cycle d'échange ionique suivant. Un procédé d'extraction de l'ammoniac peut ensuite être appliqué pour la récupération de la solution de régénération en vue de sa réutilisation. Le pH de la solution de régénération est ajusté à une valeur de 11 ou plus à l'aide d'un composé caustique pour réaliser l'extraction de l'ammoniac non ionisé. Les gaz dégagés sont ensuite absorbés

dans une solution d'acide sulfurique pour les transformer en sulfate d'ammonium qui peut servir de supplément azoté pour les engrais organiques. Il existe d'autres moyens innovateurs pour la récupération du régénérant.

La clinoptilolite est une résine de zéolite échangeuse d'ions naturelle qui présente une forte sélectivité pour l'ammonium. Il a été déterminé qu'elle présentait une gamme de capacités d'échange total de 0,2–0,5 mEq/L pour l'azote ammoniacal pour les applications de traitement des eaux usées (US EPA, 1993). Les propriétés d'échange d'ions de la clinoptilolite ont été utilisées dans deux stations d'épuration des eaux usées.

La technologie d'échange d'ions par résine de clinoptilolite a été appliquée à la STEP de 19 MLD de North Tahoe–Truckee et à celle de 57 MLD de Upper Occoquan. Ces stations obtenaient des concentrations d'azote ammoniacal de, respectivement, 2,5 mg/L et 2 mg/L dans l'effluent des échangeurs d'ions. Dans le cas de la station de North Tahoe, la concentration a pu être réduite à 0,3 mg/L par chloration au point critique. La concentration exigée d'azote ammoniacal total des effluents de la station de North Tahoe a été réduite, et cette station obtient une concentration moyenne d'azote ammoniacal de 5–6 mg/L sans chloration au point critique (US EPA, 1993).

A.5.2.2 Avantages/limites

L'échange ionique permet d'obtenir un effluent traité à faible concentration résiduelle d'azote ammoniacal total (0,5–1,0 mg/L), mais l'application de cette technologie est exigeante. Ce procédé fonctionne à de basses températures.

Jusqu'à 20 % de la résine de clinoptilolite peut devoir être remplacée à chaque année et ce matériau est coûteux. Le système d'extraction de l'ammoniac doit régulièrement être lavé à l'acide chlorhydrique. Les solutions acides et caustiques utilisées pour la régénération de la résine et l'extraction de l'ammoniac sont corrosives et les équipements nécessaires sont coûteux. Les coûts élevés d'immobilisation et de F & E font de cette technologie une option relativement dispendieuse pour le traitement tertiaire des effluents (US EPA, 1971).

A.5.3 Extraction à l'air

A.5.3.1 Particularités du procédé

L'extraction de l'ammoniac exige que le pH de l'effluent soit d'au moins 10,5 afin d'accroître la fraction d'ammoniac non ionisé, ce qui peut exiger l'ajout de chaux. Le procédé suppose aussi de recueillir les gaz dégagés pour traitement ultérieur ou récupération chimique.

A.5.3.2 Limites

Le procédé par extraction à l'air présente les limites suivantes :

- plus coûteux que la nitrification biologique;
- l'exploitation des tours d'extraction ne peut se faire qu'à une température des eaux usées de plus de 10 °C;
- possibilités d'entartrage;
- réduction de l'efficacité d'élimination de l'ammoniac due à l'entartrage;
- besoin de produits alcalins pour le réglage du pH;
- forte consommation d'énergie pour l'alimentation en air, normalement un rapport volumique air/liquide de 50/1 environ.

A.5.4 Osmose inverse

A.5.4.1 Particularités du procédé

L'osmose inverse exige un prétraitement pour maximiser l'efficacité et la durée de la membrane. Le prétraitement a pour but de réduire l'entartrage, l'encrassement et la dégradation

des membranes et donc d'optimiser le processus de séparation des sels et des molécules et les coûts d'exploitation (WEF et ASCE, 1998).

L'entartrage causé par la précipitation de sels solubles, comme ceux du calcium, peut être prévenu par l'ajout d'un acide pour solubiliser le carbonate de calcium, l'adoucissement par une résine d'échange de cations d'acide fort pour éliminer les cations source d'entartrage et les remplacer par des cations sodium, et l'adoucissement par la chaux pour enlever la dureté due aux carbonates. De courts cycles de nettoyage préventif de la membrane permettent de réduire l'entartrage.

L'encrassement de la membrane par des colloïdes, comme l'argile, la silice, les produits de corrosion du fer, l'alun et le chlorure ferrique non éliminés dans les clarificateurs, peut être réduit par la filtration des eaux usées sur un milieu granulaire, la coagulation-floculation classique et la coagulation et floculation en ligne suivies d'une filtration. La micro-filtration ou l'ultrafiltration peut servir à retirer toute la matière en suspension. Les composés organiques dissous peuvent être éliminés par ultrafiltration en fonction de leur masse moléculaire.

Les procédés par osmose inverse font généralement appel à une membrane tubulaire ou spiralée. La configuration tubulaire se présente sous la forme d'un tube à paroi poreuse dans lequel se trouve la membrane. L'eau usée s'écoule dans le tube et le perméat s'écoule radialement à travers la membrane et la paroi poreuse. Les tubes sont regroupés en faisceaux désignés sous le nom de modules. Tous les tubes d'un module sont reliés en série de sorte que le module ne présente qu'une seule entrée d'eaux usées et une seule sortie de concentrés. La configuration en spirale a la forme d'une enveloppe spiralée faite d'une membrane, la matière poreuse se trouvant à l'intérieur de l'enveloppe. Les eaux usées sont à l'extérieur de l'enveloppe, le perméat s'écoule à travers la membrane et est recueilli dans la matière poreuse à l'intérieur de l'enveloppe avant d'être évacué par un tube collecteur. Le concentré s'écoule à l'extrémité de l'enveloppe.

A.5.4.2 Avantages/limites

L'osmose inverse peut servir au traitement tertiaire des effluents et à l'obtention d'un effluent de ultra-haute pureté pour la récupération de l'eau. Cette technologie a permis d'obtenir une élimination de l'ammoniac satisfaisante.

L'osmose inverse exige un prétraitement assez poussé et consomme beaucoup d'énergie. En outre, ses coûts d'immobilisation, particulièrement pour les applications à débit moyen ou élevé, s'avéreraient très importants et interdiraient sans doute son utilisation pour le traitement tertiaire des effluents.

Tableau A4 Procédés biologiques d'élimination de l'ammoniac par biomasse en suspension, et coordonnées des fournisseurs

Catégorie de procédé	Procédé	Fournisseur (Nom du procédé)	Personne-ressource (n° de téléphone)
Procédé biologique à biomasse en suspension - Procédés mécaniques	Boues activées (p. ex., classique, mélange intégral, à flux piston, alimentation étagée, aération prolongée, stabilisation par contact, élimination biologique des nutriments, élimination biologique des nutriments avec alimentation étagée - en une ou deux étapes)	Engineering Process & Design Consultants *Procédés biologiques d'élimination des nutriments, également fournis par :* ONDEO Degrémont (*OCO*) Parkson (*Biolac, Wave Oxidation*) Smith & Loveless (*Model RE, NUTRIGEST*) USFilter / [John Meunier Inc.] Waterlink (*Sequox*)	 Jean Marchand : 514-683-1200 Jean Grenier : 514-636-8712 Christian Scott : 514-334-7230
	Boues activées à l'oxygène pur	Krüger (OASES) / [John Meunier Inc.] Lotepro Corp. (*UNOX, procédé InNitri™ avec réacteur latéral*)	Christian Scott : 514-334-7230
	Chenal d'oxydation	Krüger (*A/O, A2/O, BioDenitro, BioDenipho*) / [John Meunier Inc.]	Christian Scott : 514-334-7230
	Réacteur séquentiel discontinu (RSD)	ABJ-Sanitaire (*ICEA*) ADI Aqua Aerobic Systems CASS Water Engineering (CASS) ECO-Process & Equipment International Fluidyne Corp. (H2FLOW) Mixing Systems Sanitherm USFilter (*Jet Tech*) / [John Meunier Inc.] Waterlink	 Robert Landine : 506-452-7307 450-477-1510 Christian Scott : 514-334-7230
	Bioréacteur à membrane (BRM)	Koch Membrane Kubota ONDEO Degrémont (*BRM*) OTV (*BIOSEP*) / [John Meunier Inc.] USFilter / [John Meunier Inc.] Zenon Environmental (*ZenoGem*)	 Jean Marchand : 514-683-1200 Christian Scott : 514-334-7230 Christian Scott : 514-334-7230 Doug Thompson : 905-465-3030
Procédés biologiques à biomasse en suspension - Stations à faible charge - Configurations à cellules uniques ou multiples	Systèmes en étangs (c.-à-d. aérés, facultatifs)	Engineering Process & Design Consultants *Procédés en étangs brevetés offerts par :* ADI Lemna (*LemTec, CLASS*) Parkson (*Biolac*)	 Robert Landine : 506-452-7307 Stacy Volk : 612-253-2002 Jean Grenier : 514-636-8712

Tableau A5 Procédés biologiques d'élimination de l'ammoniac par biomasse fixe, et coordonnées des fournisseurs

Catégorie de procédé	Procédé	Fournisseur (Nom du procédé)	Personne-ressource (n° de téléphone)
Biomasse fixe	Lit bactérien	Eimco Mass Transfer NSW Sanitherm USFilter (Envirex) / [John Meunier Inc.]	A. Derek/ R. Frank : +44(0)1539 563851 Christian Scott : 514-334-7230
	Contacteur biologique rotatif (CBR, y compris les contacteurs biologiques immergés)	CMS Group Klargester NSW OxydH2O Sanitherm USFilter (Envirex) / [John Meunier Inc.]	 Christian Scott : 514-334-7230
	Filtre biologique aéré (FBA)	Krüger (*BIOSTYR; flux ascendant avec diffusion d'air à co-courant - en une ou deux étapes*) / [John Meunier Inc.] ONDEO Degrémont (*Biofor; flux ascendant avec admission d'air à co-courant*)	Christian Scott : 514-334-7230 Jean Marchand : 514-683-1200
	Réacteur biologique à lit fluidisé	OTV (*BIOLIFT*) / [John Meunier Inc.]	Patrick Binot (OTV Paris)/ Christian Scott : 514-334-7230
	Réacteur à biofilm, à lit fixe/garni	NSW Smith & Loveless (*FAST*)	
	Réacteur à biofilm sur lit circulant (RBLC)	ANOX (*Natrix*) Hydroxyl Kaldnes Miljoteknologi (*Kaldnes*)	 Juergen Puetter : 250-655-3348 Chandler Johnson : 401-270-3898
	Marais artificiels	Engineering Process & Design Consultants	
	Filtres à sable - intermittents ou à recirculation	Engineering Process & Design Consultants *Procédés en étangs brevetés fournis par :* Orenco Systems	 Matt Converse : 1-800-348-9843

Tableau A6 Procédés biologiques hybrides d'élimination de l'ammoniac, et coordonnées des fournisseurs

Catégorie de procédé	Procédé	Fournisseur (Nom du procédé)	Personne-ressource (n° de téléphone)
Procédé biologique hybride (biomasse fixe et en suspension) - Boues activées à biomasse fixe intégrée (IFAS) - Étangs améliorés	Corde	BioMatrix Ringlace	John Haley III : 401-941-9280 John Hunington : 503-251-1295
	Éponge	Captor Lotepro (*Linpor*)	Dick Johansen : 914-747-3500
	Plastique mobile	ANOX (*Natrix*) ONDEO Degrémont (*PEGAZUR*) [ONDEO Degrémont – Paris, France] Kaldnes Miljoteknologi (*Kaldnes*)	Jean-Claude Bourdelot : +33 (1) 46 25 6200 Chandler Johnson : 401-270-3898
	Plastique fixe	Lemna (LPR) NSW Smith & Loveless (*FAST, Floating FAST*) Tropac	Stacy Volk : 612-253-2002
	Charbon actif en poudre	USFilter (Zimpro; *PACT*) / [John Meunier Inc.]	Christian Scott : 514-334-7230

Tableau A7 Procédés physico-chimiques d'élimination de l'ammoniac, et coordonnées des fournisseurs

Catégorie de procédé	Procédé	Fournisseur (Nom du procédé)	Personne-ressource (no téléphone)
Physico-chimique	Échange ionique	ONDEO Degrémont Osmonics	Jean Marchand : 514-683-1200
	Chloration au point critique	Engineering Process & Design Consultants	
	Extraction à l'air	Sanitherm	
	Osmose inverse	ONDEO Degrémont Koch Osmonics Zenon Environmental	Jean Marchand : 514-683-1200 Doug Thompson : 905-465-3030

Annexe B
(Sommaire des substances inhibitrices)

Tableau B1 Inhibition de la nitrification par des produits chimiques inorganiques et organiques (WEF, 1998)

Substance	Concentration inhibitrice (mg/L)
Métaux	
Cadmium	14,3
Chrome (III)	10
Cuivre	230
Nickel	5
Plomb	0,50
Zinc	11
Autres composés inorganiques	
Ammoniac (non ionisé)	5
Ammonium (voir la figure 4.3)	1 000
Arsénite de sodium	2 000
Azoture de sodium	20
Chlorate de potassium	2 500
Chlore	1
Chlorure de sodium	35 000
Chromate de potassium	800
Cyanure	16
Dichromate de potassium	6,0
Disulfure de carbone	35
Fluorure de sodium	1 220
Hydrazine	58
Nitrite (voir la figure 4.3)	100
Sulfate d'hydrazine	200
Sulfures	5
Sulfure d'hydrogène	50
Composés organiques	
Acétate d'éthyle	18
Acétone	2 000
Acide pantothénique	50
Acides aminés	1-1 000
Acides phénoliques	0,01
Alcool allylique	20
Allylsénevol	1,9
AM (2-amino-4-chloro-6-méthylpyrimidine)	50
Aminoéthanol	12
Aminoguanidine	74
2-aminophénol	0,27
4-aminophénol	0,07
Aminopropiophénone	43
Aminotriazole	70
Aniline	7,7
l-arginine	1,7
Benzène	13
Benzènesulfonate de lauryle	120
Benzocaïne	100
Benzylamine	100
2,2'-bipyridine	10
Bisphénol A	100
Bisulfure de tétraméthylthiurame	5
Bleu de méthylène	30
Bromodichloropropane	84

Tableau B1 Inhibition de la nitrification par des produits chimiques inorganiques et organiques (WEF, 1998) *(suite)*

Substance	Concentration inhibitrice (mg/L)
2-bromophénol	0,35
4-bromophénol	0,83
Carbamate	2
Chlorhydrate de méthylamine	100
Chlorobenzène	0,71-500
Chloroforme	18
2-chloronaphtol	14
2-chlorophénol	2,7
3-chlorophénol	0,20
4-chlorophénol	0,73
5-chloro-1-pentyne	0,59
Chloro-2 trichlorométhyl-6 pyridine	11
Chlorure d'allyle	180
Chlorure de benzyl-diméthyl-dodécyl-ammonium	2
Chlorure de benzylthiuronium	40
Chlorure de tétraméthylammonium	2 200
Composés phénoliques (substitués)	100
Cyanate de sodium	100
Cyanure de sodium	1
Cyclohexylamine	0,50
Dibromoéthane	60
1,2-dibromoéthane	50
1,2-dichlorobenzène	100
1,1-dichloroéthane	0,91
2,4-dichloroéthane	0,79
1,5-dichloropentane	13
2,3-dichlorophénol	0,5
2,6-dichlorophénol	8,1
1,3-dichloropropène	0,6
3,5-dichlorophénol	3,0
Dicyandiamide	250
Dicyclohexylcarbodiimide	10
Diéthyl dithiosemicarbazide	0,1
Diguanide	50
Dihydrochlorure de benzidine	50
Diméthyl dithiocarbamate de sodium	14
Diméthyl *p*-nitrosoaniline	25
Diméthylgloxime	140
Diméthylhydrazine	19
2,4-dinitrophénol	37
Diphénylthiocarbazone	7,5
Disulfure de benzothiazole	38
Dithiooxamide	1
Dodécylamine	<1
Érythromycine	50
Éthanol	2 400
Éthanolamine	100
Éther diallylique	100
Éthylènediamine	100
Éthyluréthane	1 000
Éthylxanthate	10
Flavonoïdes	0,01
Guanidine	4,7
Hexaméthylène diamine	85
Histidine	5
Isothiocyanate de méthyle	0,80
1-lysine	4
m-crésol	1-100
Mercaptobenzothiazole	3
Mercaptobenzothiazole de 8-hydroxyquinoléine	1

Tableau B1 Inhibition de la nitrification par des produits chimiques inorganiques et organiques (WEF, 1998) *(suite)*

Substance	Concentration inhibitrice (mg/L)
Méthanol	160
Méthionine	9
Méthyl dithiocarbamate de sodium	1
Méthylhydrazine	12
Méthylmercaptan	300
Méthylpyridines	100
2-méthylpyridines	100
4-méthylpyridines	100
Méthyl-thiourée	0,45
Monoéthanolamine	>200
Naphtyl-éthylènediamine dihydrochlorure	23
n-butanol	8 200
Ninhydrine	10
Nitrobenzène	50
2-nitrophénol	50
3-nitrophénol	11
4-nitrophénol	2,6
Nitrosurée	1,0
n-méthylaniline	<1
n-propanol	20
N-Serve (nitrapyrine)	10
o-crésol	11
Pentachloroéthane	7,9
Perchloréthylène phénol	5,6
Purines	50
Pyridine	10
Pyrimidines	50
Pyruvate	400
p-crésol	13
p-nitroaniline	10
p-nitrobenzaldéhyde	50
p-phénylazoaniline	100
Résorcinol	7,8
Skatole	7
ST (sulfathiazole)	50
Strychnine	100
Sulfate de méthylthiuronium	1
Tanin	0,01
Tétrabromobisphénol	100
Thiamine	0,53
Thioacétamide	500
Thiocyanate de potassium	300
Thiocyanates	0,18
Thiosemicarbazide (aminothiourée)	0,76
Thiourée	1
Thiourée (substituée)	3,6
Thiourée allylique	1,2
Thréonine	50
Trichloroéthylène	0,81
Trichlorophénol	100
Triéthylamine	100
Triméthylamine	120
1,2,3,4-tétrachlorobenzène	20
1,2,4,5-tétrachlorobenzène	9,8
1,1,1,2-tétrachloroéthane	8,7
1,1,2,2-tétrachloroéthène	1,4
2,3,5,6-tétrachlorophénol	1,3
1-thréonine	5
2,4,6-tribromophénol	2,5-50

Tableau B1 Inhibition de la nitrification par des produits chimiques inorganiques et organiques (WEF, 1998) *(suite)*

Substance	Concentration inhibitrice (mg/L)
1,1,2-trichloroéthane	1,9
2,2,2-trichloroéthanol	2,0
2,3,5-trichlorophénol	3,9
2,3,6-trichlorophénol	0,42
2,4,6-trichlorophénol	7,9
2,4,6-triméthylphénol	30
1-valine	1,8
Vitamines (riboflavine, acide *a*-lipoïque, chlorhydrate de β-pyridoxine)	50

Annexe C (Glossaire)

Aération	Introduction d'air ou d'oxygène dans l'eau ou les eaux usées, habituellement par des moyens mécaniques, en vue d'accroître la concentration d'oxygène dissous et de maintenir des conditions aérobies.
Aération mécanique	Agitation mécanique de l'eau pour favoriser son mélange avec l'air ambiant.
Aération par diffusion d'air	Introduction d'air comprimé dans l'eau au moyen de diffuseurs ou de buses submergés.
Aération par fines bulles	Procédé d'aération par diffusion d'air, qui produit de fines bulles dont la grande surface favorise l'augmentation du taux de transfert de l'oxygène.
Aération par grosses bulles	Système d'aération qui utilise des diffuseurs submergés produisant des bulles relativement grosses.
Aération par jet	Système d'aération des eaux usées utilisant des aérateurs à buses fixés au plancher, qui allient le pompage du liquide et la diffusion d'air.
Alcalinité	Capacité d'une eau de neutraliser un acide, par la présence des ions carbonate, bicarbonate et hydroxyde.
Algue	Organisme unicellulaire ou pluricellulaire, qui dépend de la photosynthèse pour croître. La plupart des algues sont classées parmi les végétaux.
Ammoniac	Composé constitué d'hydrogène et d'azote, également désigné ammoniac libre ou ammoniac non ionisé. Sa formule chimique est NH_3.
Ammonisation	Décomposition bactérienne des composés organiques azotés en des composés ammoniacaux (NH_4^+/NH_3).
Ammonium	Forme ionisée de l'ammoniac présente en solution, également désignée ammoniac ionisé. Sa formule chimique est NH_4^+.
Autotrophe	Type de réaction qui ne requiert habituellement que des réactifs inorganiques (par exemple, la nitrification).
Azote ammoniacal total	Combinaison de l'azote non ionisé et ionisé. Peut aussi être désigné par la formule NH_3-N total.
Azote Kjeldahl total	Azote organique et azote ammoniacal total.
Azote moléculaire	Forme gazeuse de l'azote (N_2) que l'on retrouve dans l'air et dans les sous-produits de la dénitrification.

Azote organique	Azote lié à des composés contenant du carbone.
Azote total	Somme de toutes les formes d'azote dans les eaux usées, incluant les nitrates, les nitrites, l'ammoniac et l'azote organique.
Bilan massique	Analyse qui permet de déterminer les changements qui surviennent dans un réacteur ou un système, par la quantification des entrées et des sorties.
Biodégradable	Terme utilisé pour décrire la matière organique sensible à la décomposition biologique.
Biofilm	Accumulation d'organismes microbiens à la surface d'un milieu donné.
Biomasse	Masse de matière vivante à l'intérieur d'un système.
Boues activées	Matières solides bioactives utilisées dans les procédés de traitement des eaux usées par les boues activées.
Boues activées excédentaires	Boues activées excédentaires retirées d'un procédé de traitement par les boues activées, pour traitement ultérieur et élimination.
Boues activées recyclées	Boues activées décantées, qui sont ramenées pour être mélangées aux eaux usées brutes ou à celles ayant subi une décantation primaire.
Boues primaires	Boues issues d'un appareil de traitement primaire.
Charge hydraulique	Volume total de liquide appliqué par unité de temps, dans un bassin ou un procédé de traitement.
Charge massique	Rapport entre la demande biochimique ou la demande chimique en oxygène de l'influent et la concentration de matières volatiles en suspension dans un bassin d'aération des eaux usées.
Charge organique	Quantité de matières organiques appliquée à un procédé de traitement.
Charge sur le déversoir	Débit à la sortie d'un bassin, exprimé en fonction du volume de liquide s'écoulant au-dessus d'une longueur précise du déversoir par unité de temps.
Chloration au point critique	Addition de chlore jusqu'à ce que la demande en chlore, nécessaire à la désinfection ainsi qu'à l'oxydation de l'azote ammoniacal en azote moléculaire gazeux, soit satisfaite.
Clarificateur	Bassin passif utilisé pour éliminer les matières en suspension décantables par gravité. Également désigné *décanteur*, cet appareil est habituellement doté d'un mécanisme à palettes ou à râteau, actionné par moteur et servant à recueillir les boues décantées et à les transporter vers un point d'élimination final.

Clarification	Tout procédé ou ensemble de procédés ayant pour but premier de réduire la concentration de matières en suspension dans un liquide.
Coagulation	Agglomération initiale des particules fines en suspension, provoquée par l'ajout d'un polymère ou l'action d'un procédé biologique.
Concentration	Quantité d'une substance en solution ou en suspension dans une unité de volume.
Consommation d'oxygène	Quantité d'oxygène utilisée durant l'oxydation biochimique.
Débit	Volume ou masse d'un gaz, d'un liquide ou d'un solide, qui s'écoule à travers un milieu durant une période donnée.
Débit entrant	Eau de surface et de subsurface ou eaux pluviales rejetées dans un réseau d'assainissement.
Décanteur primaire	Bassin de décantation situé en aval des procédés de traitement secondaires. Principale forme de traitement primaire, ayant pour but de réduire la charge en matières solides en prévision des traitements subséquents.
Décanteur secondaire	Décanteur utilisé après un traitement secondaire et conçu pour éliminer par gravité les matières en suspension.
Dégradation	Décomposition biologique de la matière organique.
Demande biochimique en oxygène (DBO)	Demande en oxygène dissous que requiert la décomposition de la matière organique durant un procédé de traitement des eaux usées. La DBO, qui est exprimée en milligrammes par litre (mg/L), donne une mesure de la charge organique des eaux usées et de l'efficacité du traitement.
Demande biochimique en oxygène de la matière carbonée	Portion de la demande biochimique en oxygène qui représente la quantité en oxygène consommée pour l'oxydation du carbone, sans demande en oxygène exercée par la nitrification; se mesure habituellement après qu'un échantillon a été mis à incuber pendant cinq jours.
Demande chimique en oxygène	Mesure de la quantité de matière organique dans l'eau ou les eaux usées, pouvant être oxydée par un oxydant chimique.
Demande en oxygène des composés azotés	Portion de la demande en oxygène représentant la quantité d'oxygène consommée pour l'oxydation des substances azotées; se mesure habituellement après que la demande en oxygène des matières carbonées a été satisfaite.
Dénitrification	Procédé biologique au cours duquel les nitrates sont transformés en azote moléculaire gazeux.

Déshydratation des boues	Élimination d'une partie de l'eau contenue dans les boues à l'aide d'un filtre-presse, d'une centrifugeuse ou d'un autre mécanisme.
Desquamation	Chute des matières biologiques solides accumulées (biofilm) durant les procédés à biomasse fixe.
Déversoir	Dispositif par-dessus lequel l'eau s'écoule.
Diffuseur d'air	Dispositif conçu pour transférer l'oxygène de l'atmosphère dans un liquide.
Diffuseur à membranes	Diffuseur à fines bulles, pourvu de membranes de plastique perforées et souples.
Digestion	Oxydation biologique de la matière organique dans les boues menant à la stabilisation.
Digestion anaérobie	Procédé de stabilisation des boues au cours duquel les matières organiques contenues dans les boues biologiques sont transformées en méthane et en dioxyde de carbone, à l'intérieur d'un réacteur hermétique.
Dioxyde de carbone	Gaz incombustible qui se forme durant la respiration des animaux et durant la combustion et la décomposition de la matière organique, et qui sert de source de carbone pour la synthèse des cellules des organismes autotrophes. Sa formule chimique est CO_2.
Eau de surface	Eau provenant de sources exposées à l'air, dont les lacs, les réservoirs, les rivières, les ruisseaux et les marais.
Eaux usées	Déchets liquides ou aqueux, contaminés ou encrassés par des opérations domestiques, commerciales ou industrielles, auxquels s'ajoute toute infiltration d'eau de surface, d'eau pluviale ou d'eau souterraine.
Eaux usées domestiques	Eaux usées provenant des installations sanitaires des résidences privées, des immeubles à bureaux et des établissements. Également désignées *eaux d'égout*.
Eaux usées industrielles	Déchets liquides générés par les activités ou les procédés industriels ou de fabrication.
Eaux usées municipales	Déchets liquides provenant de sources résidentielles, commerciales, industrielles et institutionnelles.
Échantillon composite	Combinaison d'échantillons individuels d'eau ou d'eaux usées, prélevés à intervalles prédéterminés afin de réduire au minimum l'effet de la variabilité entre les échantillons.
Échantillon instantané	Échantillon unique d'eau ou d'eaux usées, prélevé à une période et à un endroit représentatifs du rejet total.

Échantillonnage automatique	Prélèvement d'échantillons d'un volume prédéterminé, au cours d'une période donnée, à l'aide d'un appareil conçu pour fonctionner à distance en l'absence de commande manuelle directe.
Effluent	Eau ou eau usée partiellement ou complètement traitée, rejetée d'un bassin ou d'une station d'épuration.
Effluent primaire	Produit du traitement primaire des eaux usées, généralement obtenu après la décantation des solides à l'intérieur d'une structure de confinement.
Effluent secondaire	Eaux usées ayant subi un traitement secondaire, qui sont rejetées dans l'environnement ou qui subissent un traitement tertiaire.
Égalisation	Procédé visant à atténuer les variations hydrauliques ou organiques dans un écoulement, de manière à maintenir des conditions presque constantes.
Égalisation du débit	Stockage temporaire des eaux usées avant leur rejet à débit contrôlé dans un réseau d'assainissement ou un procédé de traitement, de manière à maintenir un écoulement raisonnablement uniforme.
Épaississement	Procédé visant à accroître la teneur en solides des boues, par l'élimination d'une partie du liquide.
Équivalent carbonate de calcium (mg/L de $CaCO_3$)	Unité de conversion pratique, utilisée pour exprimer la quantité totale d'ions dans l'eau en la comparant au carbonate de calcium dont le poids moléculaire est de 100 et le poids équivalent est de 50.
Essai biologique	Méthode d'analyse qui repose sur les variations de l'activité biologique pour évaluer la réaction d'une substance à un traitement biologique ou à un milieu.
État stationnaire	État d'équilibre à l'intérieur d'un système.
Étalonnage du modèle	Ajustement des paramètres du modèle, en comparant les prédictions établies par modèle à un étalon, par exemple les lectures des instruments enregistrées durant l'exploitation réelle de la station. Les ajustements se poursuivent jusqu'à ce que les prédictions du modèle se comparent à l'étalon de mesure.
Étude de traitabilité	Étude au cours de laquelle un déchet est soumis à un traitement, qui a pour but de déterminer si ce déchet se prête au traitement en question et/ou de déterminer l'efficacité du traitement ou les conditions optimales de traitement.

Eutrophisation	Enrichissement de l'eau en éléments nutritifs, donnant lieu à une croissance excessive des plantes aquatiques et menant à la désoxygénation du plan d'eau.
Extraction à l'air	Procédé visant à éliminer les contaminants volatils et semi-volatils (comme l'azote moléculaire) d'un liquide en faisant circuler l'air et le liquide en sens inverse l'un de l'autre dans une tour à garnissage.
Filtrat	Liquide recueilli après l'élimination des solides par filtration.
Filtration tertiaire	Utilisation d'un milieu filtrant granulaire pour améliorer la qualité de l'effluent secondaire.
Fixation	Conversion de l'azote moléculaire en des formes chimiques organiques et inorganiques, assimilables par les micro-organismes.
Fixation de l'azote	Conversion de l'azote moléculaire atmosphérique en composés azotés, sous l'effet de l'activité biologique.
Fleur d'eau	Colonies d'algues flottantes qui prolifèrent rapidement et peuvent recouvrir les ruisseaux, les lacs et les réservoirs et ainsi devenir nuisibles.
Floc	Petites masses gélatineuses qui se forment dans l'eau après l'ajout d'un coagulant, ou dans les eaux usées sous l'effet de l'activité biologique.
Floculation	Agitation ou brassage léger après l'étape de la coagulation, ayant pour but d'accélérer l'agglomération des particules pour favoriser la décantation ou la flottation.
Flottation	Procédé de traitement au cours duquel les bulles de gaz insufflées dans l'eau se fixent aux particules solides, formant des agglomérats bulles-solides qui flottent à la surface d'où ils peuvent être recueillis.
Foisonnement des boues	Boues activées dont la décantation est perturbée par la prédominance de bactéries filamenteuses.
Grille fine	Dispositif de tamisage dont les ouvertures sont habituellement inférieures à 6 mm.
Incinération	Procédé de réduction du volume d'un solide, par la combustion de la matière organique.
Infiltration	Eau pénétrant dans un réseau d'assainissement, par des canalisations, des branchements ou des parois de trous d'homme brisés ou défectueux.
Influent	Eau ou eaux usées s'écoulant dans un bassin ou une station d'épuration.

Instrumentation	Recours à la technologie pour contrôler, surveiller ou analyser des paramètres physiques, chimiques ou biologiques.
Lavage à contre-courant	Écoulement rapide en sens inverse, ayant pour but de nettoyer un lit filtrant ou un milieu de tamisage ou d'en d'éliminer les matières solides.
Lavage par l'air	Agitation du milieu filtrant granulaire par insufflation d'air, durant le cycle de lavage à contre-courant du filtre.
Liqueur mixte	Mélange formé des eaux usées et des boues activées soumises au procédé d'aération en bassin.
Lixiviat	Liquide qui passe à travers les matières ou les déchets solides et qui contient des matières ou des produits en solution ou en suspension provenant des solides.
Lyse	Éclatement d'une cellule qui provoque la perte de son contenu.
Matière organique	Substance contenant des composés carbonés, habituellement d'origine animale ou végétale.
Matières en suspension	Solides retenus par filtration à travers un tamis de laine de verre ou une membrane filtrante de 0,45 micromètre (µm).
Matières solides en suspension dans la liqueur mixte	Matières solides en suspension dans le mélange formé des eaux usées et des boues activées soumises au procédé d'aération en bassin.
Matières totales en suspension	Mesure des matières particulaires en suspension dans un échantillon d'eaux usées. Après filtration d'un échantillon d'un volume connu, le filtre est séché à une température de 103 à 105°C, puis il est pesé pour déterminer la quantité de résidus retenus.
Matières volatiles en suspension	Contenu organique des matières en suspension dans l'eau ou les eaux usées. Cette mesure est déterminée après chauffage de l'échantillon à une température de 550°C.
Matières volatiles en suspension dans la liqueur mixte	Fraction volatile des matières solides en suspension dans la liqueur mixte.
Métabolisme	Conversion biologique de la matière organique et des éléments nutritifs (azote ammoniacal total et phosphore) en matières cellulaires et sous-produits gazeux.
Métal lourd	Métal pouvant être précipité par le sulfure d'hydrogène sulfuré dans une solution acide, qui peut être toxique pour les micro-organismes au-delà de certaines concentrations.
Méthanol	Solvant souvent utilisé comme source supplémentaire de carbone durant la dénitrification. Sa formule chimique est CH_3OH.

Micro-organisme	Organisme visible uniquement au microscope.
Micro-organisme autotrophe	Organisme qui utilise le dioxyde de carbone inorganique comme source de carbone cellulaire.
Micro-organisme facultatif	Microbe capable de survivre en présence ou en l'absence d'oxygène.
Micro-organisme hétérotrophe	Organisme qui utilise le carbone organique comme source de carbone cellulaire.
Microfiltration	Procédé de filtration sur membrane à basse pression qui élimine les matières en suspension et les colloïdes mesurant plus de 0,1 micromètre (µm).
Modèle dynamique	Équation ou série d'équations servant à prévoir le rendement d'un procédé dans le temps. Les modèles dynamiques utilisent habituellement des équations différentielles. Les variables dans ces équations représentent les entrées, les sorties et les états internes du procédé.
Nitrate	Forme oxydée et stable de l'azote, dont la formule est NO_3^-.
Nitrification	Procédé biologique aérobie en deux étapes, au cours duquel l'azote ammoniacal total est d'abord transformé en nitrites, puis en nitrates.
Nitrite	Composé azoté instable et facilement oxydé, dont la formule chimique est NO_2^-.
Nitrobacter	Bactéries nitrifiantes qui transforment les nitrites en nitrates, deuxième étape du processus de nitrification. On les appelle aussi bactéries nitriques.
Nitrosomonas	Bactéries nitrifiantes qui transforment l'ammoniac en nitrites, première étape du processus de nitrification. On les appelle aussi bactéries nitreuses.
Nocardia	Bactérie qui peut s'accumuler et former une mousse nuisible dans les bassins d'aération et les décanteurs secondaires.
Nutriment	S'entend de toute substance assimilée par un organisme pour faciliter ou favoriser sa croissance.
Ouvrage de tête	Structure et dispositifs initiaux, situés à l'entrée d'une station d'épuration.
Oxique	Milieu biologique qui contient de l'oxygène moléculaire.
Oxydation	(1) Réaction chimique au cours de laquelle un élément ou un ion perd un électron. (2) Conversion biologique ou chimique de la matière organique en des formes plus simples et plus stables.
Oxygène dissous	Oxygène dissous dans un liquide.

Perturbation	Dérèglement imprévu d'un procédé ou d'une opération.
pH	Logarithme négatif de la concentration en ions hydrogène exprimée en moles par litre. Le pH s'évalue sur une échelle de 0 à 14, un pH de 7 à 25 °C (77 °F) représentant une solution neutre. Une valeur plus basse signifie qu'il y a augmentation de la concentration en ions hydrogène (acidité), alors qu'une valeur plus élevée indique une diminution de la concentration en ions hydrogène (alcalinité).
Phosphore total	Somme de toutes les formes de phosphore dans les eaux usées, incluant l'orthophosphate, le polyphosphate et le phosphate organique.
Photosynthèse	Conversion de la lumière du soleil en matière organique par les végétaux, par un procédé qui mélange le dioxyde de carbone et l'eau en présence de chlorophylle et de lumière et qui libère de l'oxygène comme sous-produit.
Phytoplancton	Algues microscopiques, qui flottent ou restent en suspension dans la partie supérieure de la colonne d'eau et qui dépendent de la photosynthèse et de la présence de phosphore et d'azote dans l'eau.
Plan d'eau récepteur	Plan d'eau de surface dans lequel sont rejetés les effluents d'une station d'épuration.
Polluant	Substance présente en des quantités qui endommagent ou menacent un écosystème et qui en justifient l'interdiction actuelle ou future.
Polymère	Composé constitué d'une chaine de molécules organiques, utilisé comme coagulant ou adjuvant de floculation.
Potentiel d'oxydo-réduction	Potentiel requis pour transférer des électrons d'un oxydant à un réducteur; indique le pouvoir relatif d'une réaction d'oxydo-réduction.
Pré-traitement	(1) Procédé initial de traitement de l'eau ou des eaux usées, qui précède le traitement primaire. (2) Traitement des déchets industriels en vue d'en réduire la teneur en polluants ou d'en modifier les propriétés polluantes, avant leur introduction dans la station d'épuration.
Procédé à biomasse en suspension	Procédé biologique de traitement des eaux usées au cours duquel les micro-organismes responsables de la conversion de la matière organique dans les eaux usées sont maintenus en suspension dans la solution.

Procédé à biomasse fixe	Procédé biologique de traitement des eaux usées, dans lequel la culture microbienne qui transforme les matières organiques contenues dans les eaux usées est fixée à un milieu inerte, par exemple un matériau fait de roches ou de plastique. Également désigné *procédé à biomasse fixée*.
Procédé aérobie	Procédé de traitement des eaux usées qui se déroule en présence d'oxygène dissous.
Procédé anaérobie	Procédé de traitement des eaux usées qui se déroule en l'absence d'oxygène dissous et de nitrates.
Procédé anoxique	Procédé de traitement des eaux usées qui se déroule en l'absence d'oxygène dissous.
Procédé biologique	Procédé au cours duquel des matières organiques complexes sont décomposées en des substances simples et plus stables, sous l'action de l'activité métabolique des bactéries et autres micro-organismes.
Procédé de traitement par les boues activées	Procédé biologique de traitement des eaux usées, dans lequel un mélange d'eaux usées et de boues biologiquement enrichies est agité et aéré, afin de faciliter la décomposition aérobie, anoxique ou anaérobie par les microbes.
Ré-aération atmosphérique	Introduction d'oxygène ambiant à la surface de l'eau, en vue d'accroître la teneur en oxygène dissous du milieu de traitement des eaux usées.
Réacteur	Contenant ou bassin à l'intérieur duquel se produit une réaction chimique ou biologique.
Respiration	Absorption d'oxygène et rejet de dioxyde de carbone sous l'effet de l'oxydation biologique.
Respiromètre	Instrument utilisé pour étudier le caractère et l'ampleur des mouvements respiratoires.
Respiration endogène	Phase de croissance bactérienne durant laquelle les microbes métabolisent leur propre protoplasme sans qu'il se renouvelle, faute de nourriture.
Revêtement	Barrière faite de plastique, d'argile ou autre matériau imperméable, qui empêche le lixiviat d'entrer en contact avec les eaux de surface ou de subsurface.
Rhizome	Tige ressemblant à une racine, qui émet des racines et des tiges assurant la propagation du végétal dans une zone avoisinante.
Ruissellement	Eaux pluviales, lixiviat ou autre liquide qui s'écoule à la surface de régions urbaines ou de terres agricoles vers un drain, un réseau d'assainissement ou un plan d'eau.

Septique	État résultant de la dégradation biologique de la matière organique contenue dans les eaux usées en conditions anaérobies, donnant lieu habituellement à la production de sulfure d'hydrogène ou autres composés odorants.
Simulation	Utilisation d'un programme informatique pour prévoir le rendement d'un procédé dans différentes conditions. On a souvent recours à des simulations lorsqu'il est difficile, ou coûteux, de faire l'essai du système réel.
Sousverse	Matières concentrées retirées du fond d'un bassin ou d'un réservoir.
Station compacte	Station d'épuration assemblée en usine et généralement constituée d'un seul ou d'au plus quelques bassins.
Stoechiométrie	Rapport entre les substances chimiques réagissant dans l'eau, qui correspond aux poids combinés de ces substances dans la réaction chimique théorique.
Substance inhibitrice	Composé chimique inorganique ou organique, qui ralentit ou gêne une réaction chimique ou biologique.
Substrat	Matières organiques ou nutriments qui servent de nourriture aux micro-organismes, durant le traitement biologique des eaux usées.
Surnageant	Liquide qui flotte au-dessus de la couche de boues décantées, dans un bassin de décantation.
Synthèse	Assimilation d'ammonium et de nitrates par les micro-organismes, pour produire des composés azotés organiques, comme les protéines.
Taux de transfert de l'oxygène	Masse d'oxygène transférée par unités de temps.
Technologie innovatrice	Procédé ou technique qui n'est pas encore pleinement éprouvé en regard de l'usage prévu et qui représente une amélioration par rapport aux technologies de pointe actuelles.
Temps de rétention des matières solides	Temps calculé en divisant la masse des matières solides en suspension ou des matières volatiles en suspension dans les réacteurs (en kilogrammes), par la quantité de matières solides éliminées (en kilogrammes par jour), jusqu'à la production des boues excédentaires et de l'effluent final. Également désigné âge des boues ou temps de séjour moyen.
Temps de rétention hydraulique	Temps calculé en divisant le volume du réservoir (en mètres cubes), par le volume de liquide éliminé (mètres cubes par jour (m^3/d)).
Toxicité	Propriété d'être toxique ou de causer un effet indésirable chez un organisme vivant.

Traitement chimique	Tout procédé de traitement de l'eau ou des eaux usées, qui requiert l'ajout de produits chimiques pour obtenir le résultat voulu (par exemple : précipitation, coagulation, floculation, conditionnement des boues, désinfection et contrôle des odeurs).
Traitement des eaux usées	Procédé visant à améliorer la qualité des eaux usées. Cette expression peut désigner une partie ou la totalité du procédé visant à transformer les eaux usées brutes par des méthodes biologiques, biochimiques et physiques, en vue d'abaisser leurs teneurs en contaminants aux niveaux prescrits, avant leur rejet dans l'environnement. Le traitement des eaux usées prévoit habituellement des procédés primaire, secondaire et tertiaire.
Transfert d'oxygène	Échange d'oxygène entre une phase gazeuse et liquide.
Traitement physico-chimique	Procédé de traitement des eaux usées qui n'utilise que des méthodes physiques et chimiques (par exemple, la filtration, la coagulation ou floculation et la décantation).
Traitement préliminaire	Étapes du traitement comportant, la dilacération, le dégrillage, le dessablage, la pré-aération et/ou l'égalisation du débit, qui préparent l'influent d'eaux usées en vue d'un traitement ultérieur.
Traitement primaire	Procédé de décantation/clarification visant à retirer les matières solides décantables des eaux usées.
Traitement secondaire	Poursuite du processus amorcé lors du traitement primaire, ayant pour but d'éliminer certains constituants de l'effluent primaire, par exemple pour abaisser la demande biochimique en oxygène et les matières totales en suspension aux taux prescrits.
Traitement tertiaire	Utilisation d'un procédé physique, chimique ou biologique pour améliorer la qualité de l'effluent secondaire, par l'élimination des nutriments végétaux tels que l'azote et le phosphore, ou l'abaissement de la DBO, et de la concentration en matières en suspension de l'effluent, de manière à atteindre les normes locales en matière de qualité de l'eau.
Trihalométhanes	Sous-produits désinfectants qui se forment lorsque le chlore réagit avec les composés organiques présents dans l'eau. Ces composés organiques halogénés portent le nom de dérivés du méthane et ils comprennent des présumés cancérogènes.

Ultrafiltration	Opération de séparation par membrane basée sur l'utilisation de membranes poreuses pour éliminer les matières dissoutes et colloïdales. L'ultrafiltration est couramment utilisée pour éliminer les matières colloïdales et les grosses molécules dont le poids moléculaire est supérieur à 5 000.
Urée	Composé azoté soluble, présent dans l'urine des mammifères.
Usine-pilote	Station d'épuration plus petite que la station à grande échelle, utilisée pour tester et évaluer un procédé de traitement.
Vitesse de traitement de surface	Critère utilisé pour la conception des procédés sur biomasse fixe et des bassins de décantation; ce critère est exprimé en fonction du débit par jour, par unité de surface du milieu ou du bassin.

Annexe D
(Facteurs de conversion)

LONGUEUR

pi	po	m	cm
1	12	$3{,}048 \times 10^{-1}$	30,48
0,083	1	$0{,}254 \times 10^{-1}$	2,54
3,281	$3{,}937 \times 10^{1}$	1	100
$3{,}281 \times 10^{-2}$	$3{,}937 \times 10^{-1}$	0,01	1

SUPERFICIE

pi^2	po^2	m^2	cm^2
1	144	$0{,}929 \times 10^{-1}$	929
$6{,}944 \times 10^{-3}$	1	$6{,}452 \times 10^{-4}$	6,452
10,764	1 550	1	$1{,}0 \times 10^{4}$
$10{,}764 \times 10^{-4}$	0,155	1.0 × 10-4	1

VOLUME

Gallon U.S.	pi^3	L	m^3	Gallon Impérial
1	0,134	3,785	$3{,}785 \times 10^{-3}$	$8{,}327 \times 10^{-1}$
7,481	1	28,317	0,028	6,229
0,264	0,035	1	1×10^{-3}	$2{,}198 \times 10^{-1}$
$2{,}642 \times 10^{2}$	$3{,}531 \times 10^{1}$	1 000	1	$21{,}942 \times 10^{1}$
1,201	0,161	4,545	$4{,}545 \times 10^{-3}$	1

TEMPS

j	h	min	s
365	8 760	525 600	$31{,}536 \times 10^{6}$

DÉBIT

mgd (gallon U.S.)	gpm (gallon U.S.)	pi³/s	pi³/min	L/s	m³/j	gpm (gallon impérial)
1	694,444	1,547	$9,282 \times 10^{1}$	43,747	$0,378 \times 10^{4}$	577,750
$0,144 \times 10^{-2}$	1	$2,228 \times 10^{-3}$	0,134	0,063	$0,545 \times 10^{1}$	0,833
0,646	448,831	1	60	28,317	2 446,589	374,308
0,011	7,481	0,017	1	0,472	40,781	6,239
0,023	15,851	0,035	2,119	1	$8,641 \times 10^{1}$	13,221
$0,264 \times 10^{-3}$	0,183	$0,409 \times 10^{-2}$	0,025	0,012	1	0,153
$1,729 \times 10^{-3}$	1,199	$2,679 \times 10^{-3}$	0,164	0,079	6,549	1

MASSE

tonne	lb	kg	g
1	2 000	907,185	907 184,70
$0,005 \times 10^{1}$	1	0,454	454
$1,10 \times 10^{-3}$	2,205	1	1 000
$1,10 \times 10^{-6}$	$2,205 \times 10^{-3}$	10^{-3}	1

TEMPÉRATURE

°F	°C	°K
°F	5/9 (°F – 32)	5/9 (°F + 255,38)
9/5 °C + 32	°C	°C + 273,16
9/5 °K – 459.69	°K – 273,16	°K

PRESSION

lb/po²	pi d'eau	mm Hg	atm	kg/cm²	N/m² (Pa)
1	2,307	2,036	0,068	$7,031 \times 10^{-2}$	$6,895 \times 10^{3}$
0,433	1	0,883	$0,295 \times 10^{-1}$	$0,305 \times 10^{-1}$	$2,989 \times 10^{3}$
$4,912 \times 10^{-1}$	1,133	1	$3,342 \times 10^{-2}$	$3,453 \times 10^{-2}$	$3,377 \times 10^{3}$
14,70	$3,393 \times 10^{1}$	$2,992 \times 10^{1}$	1	1,033	$1,013 \times 10^{5}$
14,225	32,783	$2,896 \times 10^{1}$	0,968	1	98 070
$1,450 \times 10^{-4}$	$3,349 \times 10^{-4}$	$2,961 \times 10^{-4}$	$0,987 \times 10^{-5}$	$0,102 \times 10^{-4}$	1

PUISSANCE

kW	BTU/min	Cheval-vapeur	pi·lb/s
1	$5{,}692 \times 10^{1}$	1,341	$7{,}376 \times 10^{2}$
0,018	1	0,024	$1{,}297 \times 10^{1}$
0,746	$4{,}244 \times 10^{1}$	1	550
$1{,}356 \times 10^{-3}$	0,077	1,818	1

Les procédés d'impression utilisés dans la production du présent document sont conformes aux normes de performance environnementale établies par le gouvernement du Canada dans le document intitulé *La directive nationale concernant les services de lithographie*. Ces normes servent à garantir l'intégrité environnementale des procédés d'impression grâce à la réduction des rejets toxiques dans l'environnement, à la réduction des apports d'eaux usées, à la réduction de la quantité de matières envoyées dans les décharges et à la mise en œuvre de procédures de préservation des ressources.

Le papier utilisé à l'intérieur de ce document est conforme à *La ligne directrice nationale du Canada sur le papier d'impression et le papier à écrire* ou à *La ligne directrice sur le papier d'impression mécanique non couché* (ou aux deux). Ces lignes directrices servent à établir des normes de performance environnementale pour l'efficience dans l'utilisation des fibres, la demande chimique en oxygène, la consommation d'énergie, le potentiel de réchauffement de la planète, le potentiel d'acidification et les déchets solides.

Les procédés d'impression et le papier utilisé à l'intérieur de ce document sont dûment certifiés conformément au seul programme d'éco-étiquetage du Canada – le **programme Choix environnemental**[M] (PCE). Le symbole officiel de certification du programme – l'**Éco-Logo**[M] – évoque trois colombes stylisées entrelacées pour former une feuille d'érable représentant les consommateurs, l'industrie et le gouvernement œuvrant ensemble pour améliorer l'environnement du Canada.

Pour plus d'informations sur le **programme Choix environnemental**[M], veuillez visiter le site Web à l'adresse **www.environmentalchoice.com** ou téléphonez le responsable du programme au (613) 247-1900.

La Section de la mise en valeur de la technologie d'Environnement Canada est fière d'appuyer la norme de performance touchant l'environnement et la qualité et l'emploi de papier certifié dans le cadre du **programme Choix environnemental**[M] et de produits et de procédés respectueux de l'environnement, depuis l'élaboration jusqu'à la distribution de produits d'information. Pour obtenir un exemplaire du catalogue *Environnement Canada : Publications et sites Internet choisis*, veuillez communiquer avec nous, sans frais, en composant le 1 800 734-3232 ou (819) 953-5750; par télécopieur au (819) 994-5629 ou par courriel à l'adresse **epspubs@ec.gc.ca**. Pour plus de renseignements sur Environnement Canada, veuillez visiter le site Web du Ministère à **www.ec.gc.ca**.